

Technologie de Dessalement de l'eau

Sous la Direction de :

Osman BENCHIKH* et *Magdy ABOU RAYAN

La Division des Sciences de l'Ingenieur et de la Technologie de l'UNESCO remercie l'Univiersite El Mansourah, Egypte pour la préparation et la reproduction de ce manuscrit.

Publie par : UNESCO et l'Universite El Mansourah

Edition :

ISBN :

Technologie de Dessalement de l'eau

Sous la Direction de :

Osman BENCHIKH* et *Magdy ABOU RAYAN

AUTEURS

-Magdy ABOU RAYAN	*Universite de Mansoura*
-El-Sayed ABDUL RASSOUL	*Universite de Mansoura*
-Aly EL-NASHAR	*Abu Dhabi Water Departement.*
-Mouhmed FAYEK	*Universite de Zagazig*
-Nagh GAD-ELHAK	*Suez Canal Authority*
-Ibrahim KHALED	*Sinai Development Authority*
-Mouhamed MOUSAD	*Universite de Mansoura*
-Medhat SOUROUR	*Universite D` Alexandrie*
--Moustafa ZAHRAN	*Universite de Zagazig*

Le texte est revise par

-Rashad Abdel - Wahed	Universite D` Alexandrie
-Mohamed Farid KHALIL	Universite D` Alexandrie
-Mohamed MAALEJ	Universite de Tunis
-Aly El-NASHAR	Abu-Dhabi Water Department

Préface

Cet ouvrage couvre deux domaines très important et cependant lies, l'eau et le développement économique. Le but principale des institutions universitaires est de former les ingénieurs et le cadre capable a stimuler les technologies avancées et les adaptes aux besoins de la société. A travers cet ouvrage l' université, au service de la communite, contribue, dans le cadre de ses compétences a la formation de cadres spécialisés dans le domaine vitale, de dessalement de l'eau, et plus particulièrement le dessalement utilisant les conversions des énergies renouvelables.

C'est dans cet esprit et conformément a son mandat, la Division des sciences de l'ingénieur et de la technologie de l'UNESCO, sous l'impulsion de son Directeur, Professeur Boris Berkovski, a initie un ambitieux programme solaire mondial "Le Processus du Sommet Solaire Mondial". Ce programme offre pour la première fois un cadre, a la coordination des différente initiatives menées ici ou la. Tous les acteurs (décideurs au plus haut niveau des Etats, Responsables de Programmes, Institutions gouvernementales et intergouvernementales, associations, Industriels, Acteurs Nationaux, usagers etc.) des diverses régions du Monde sont associes autour d'un même programme permettant aux énergies renouvelables d'occuper toute la place qu'elles méritent dans le système énergétique global.

L'universite de Mansoura cherche continuellement a introduire les méthodologies les plus avancées dans le domaine de l' enseignement, en particulier les moyens multimédia. L' université de Mansoura, forme chaqu'annee environ 18.000 étudiants et repartis sur 14 différents facultés. Le conseil de l' université développé continuellement les méthodes pédagogiques adaptées au développement mondiale pour préparer la société a l' ère 2000.

ce travail qui a été préparé au département de génie Mécanique a l' université sous la direction de prof. Magdy Abou Rayan ,(professeur a l' université) et Dr. Osman Benchikh (UNESCO , Division des sciences de l' ingénieur et de la technologie) démontre, l'intérêt que porte notre université a la coopération avec les institutions intergouvernementales. Je voudrais exprimer mes remerciements a la Division des sciences de l' ingénieurs et de la technologie de UNESCO pour cette coopération efficace qui a abouti a cet ouvrage précieux.

Prof. ***Ahmed Amin Hamza***
Président de l' université de Mansoura
Octobre 1995

Introduction des éditeurs

Ce travail a pour objective de présenter un sujet important qu'est le dessalement de l'eau, sous une forme moderne, c'est a dire que le texte est accompagne d'un logiciel et d'un film vidéo permettant l' enseignement et l' apprentissage sans professeur(self learning). Lorsque il s'agit d' un cours magistral, il existe un ensemble de diapositives, qui, avec le film vidéo aiderai l'instructeur de mieux présenter son cours.

L'equipe engagé dans ce projet, est constituée d'un groupe de professeurs chercheurs et ingénieur experts dans le domaine de dessalement. Le données pratiques ont été collectées des installations opérantes en Egypte et la région du Golf.

Le sujet traite est d'importance primordiale pour un grand nombre de pays qui souffrent de l'insuffisance de l'eau au dont les sources sont peut être suffisantes mais soufre de la qualité de l'eau .n'est pas bonne. Le dessalement est considère dans le sens large du terme comme un procède, de traitement de l'eau, ses applications sont étendu

Ce projet est a été exécute a la demande du département des Sciences de l' Ingénieur est la technologie, UNESCO PARIS Au non de l'equipe charge de ce projet, nous vaudrons exprimer toutes, nos considérations aux efforts entreprises par l'UNESCO, pour moderniser les moyens éducatifs et donner de l'importance a des sujets d' enseignement qui ne sont pas classique mais qui présentent un intérêt général très important. comme le dessalement et l'energie renouvelable.

Le texte est présente en dix chapitres qui couvrent tout l'ensemble des procédés dessalement de l'eau et tient compte des problèmes d'application ainsi que des considérations économiques.

Enfin, au non de l'equipe on voudrai exprimer ici tout nous remerciements a tout les personnel technique, secrétariat, metteur en scène, et photographe qui ont porte une contribution importante a ces travaux et finalement exprimer aussi nos gratitudes aux compagnies industrielles qui nous ont donne toutes les informations récentes sur le sujet. Une grande partie du matériel pratique d'application est issue des leurs publications ,et de leurs catalogues.

Osman Benchikh
Département Sciences
De l'Ingenieur et de la
Technologie. UNESCO
Paris, France

Magdy Abou Rayan
Professeur
Université de Mansoura
El Mansoura, Egypte
Aout 1995

TABLE DES MATIERES

CHAPITRE I

INTRODUCTION

I-1 La problématique de l'eau.

L'eau et le développement économique sont lies, depuis des millénaires, les grandes civilisations ont commence a vivre a proximité des rivières, comme la civilisation Egyptienne et Chinoise.

Maintenant avec la croissance démographique, la demande en eau est souvent supérieure a l'offre non seulement dans les régions arides du Moyen - Orient, mais aussi dans le nord de la Chine, l'est de Java, et dans certaine parties de l'Inde. D'après les statistiques des Nations Unies, la population du monde atteindra 6918 millions d' habitants, vers l' année 2000. Le besoin de l' eau augmentera de 55% et s' approchera du point maximum des réserves d'eau disponibles.

Des nappes aquifères s'épuisent parfois de manière irréversible. La consommation d'eau dans les pays en développement devra être multipliée par six au cours des quatre décennies a venir (Banque mondiale , Rapport sur le développement dans le monde 1992 p.17). En effet, le développement économique nécessite un développement industriel. Dans une partie assez importante des pays en développement, le secteur touristique occupe une place importante dans l'économie nationale. Les développements industriel et touristique nécessitent de l'eau et de l'énergie. Or les ressources actuelles sont insuffisantes dans un assez grand nombre des pays de tiers monde.

Le plus gros de la demande viendra des agglomérations urbaines, ou la population triplera. Il faudrait que les villes utilisent plus rationnellement leur eau. La quantité d' eau non comptabilisée en grande partie inutilisée, représente 58% de le la fourniture d' eau totale a Manille et environ 40% dans la plupart des pays d'Amérique latine.

En effet, le dessalement de l'eau de mer peut répondre aux problèmes de rareté, mais les considérations économiques, nous obligent a'améliorer le système de Gestion des ressources en eau. Car, économiquement parlant, la bonne gestion des ressources naturelles de l'eau est moins coûteuse. Les recherches relatives a l'exploitation de nouvelles technologies pour le dessalement de l'eau, doivent être accompagnées d'études pour permettre d'augmenter le rendement de la gestion de l'eau. Le recyclage par traitement peut jouer également un rôle important.

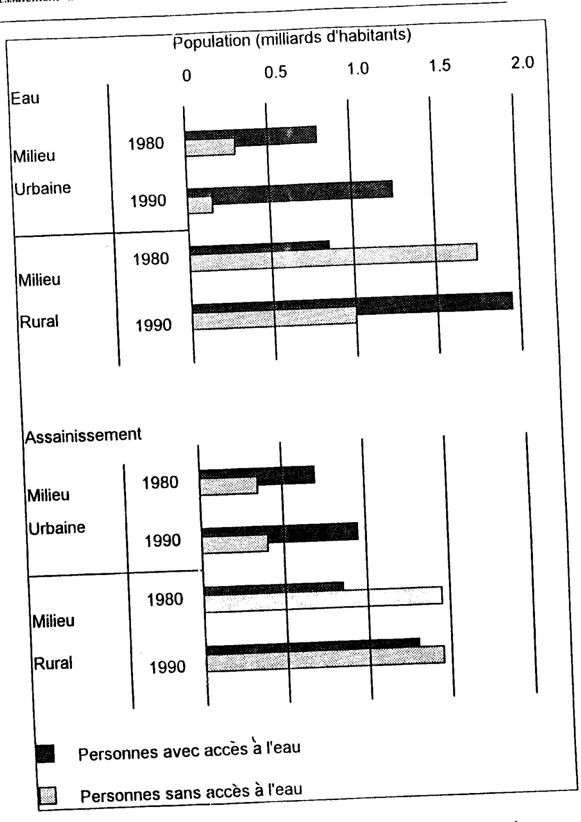


Figure 1.1 Acces à une eau salubre et à un minimum de services d'assainissement dans les pays en développement , 1980 et 1990

(Source : Documentation de l' Organisation mondiale de la santé. Rapport sur le développement. la Banque Mondiale 1992)

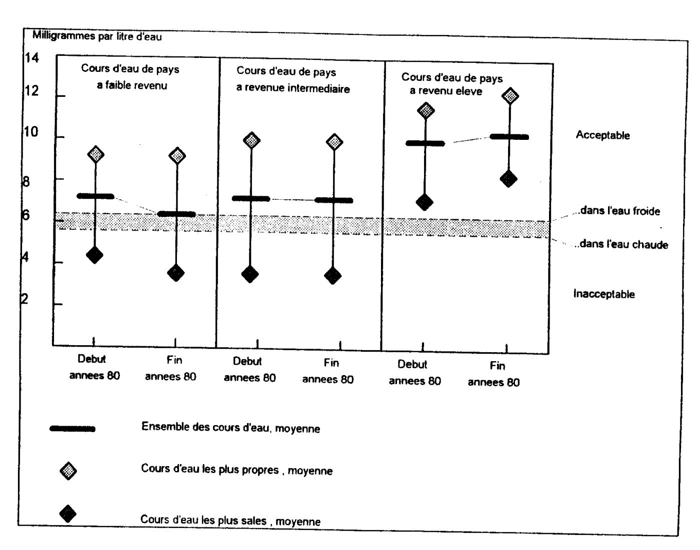
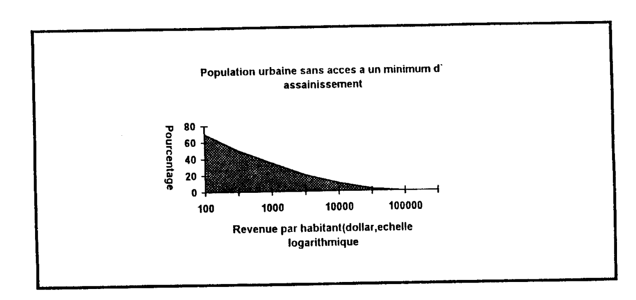


Figure 1.2 Teneur des cours d'eau en oxygène dissous : niveaux et tendances par catégorie de pays classes selon le revenu

Note: Les données proviennent de 20 sites de pays a faible revenu ,de 31 sites de pays a revenu intermédiaire et de 17 sites de pays a revenu élevé . Les "cours d'eau les plus propres" et les "cours d'eau les plus sales" correspondent au premier et au dernier quartile des sites, classes selon la qualité de l'eau . Les périodes sur lesquelles portent les séries chronologiques diffèrent quelque peu selon les sites . On a utilise comme critères les normes que l'Agence des Etats - Unis pour la protection de l'environnement a fixées pour l'eau.
Source : Données du GEMS (Banque Mondiale, Rapport sur le développement)

Dans de nombreux pays, l' accès a l'eau potable demeure un problème urgent. Il s' agit en partie d' un problème de contamination de l'eau ! les procèdes classiques d'assainissement ne suffisent pas. Le recours a de procèdes de traitement est nécessaire. La présence de polluants dans les cours

d'eau rend plus difficile la vie du fait de leur décomposition qui abaisse la teneur de l'oxygène dissous dans l'eau . (voir figure 2).



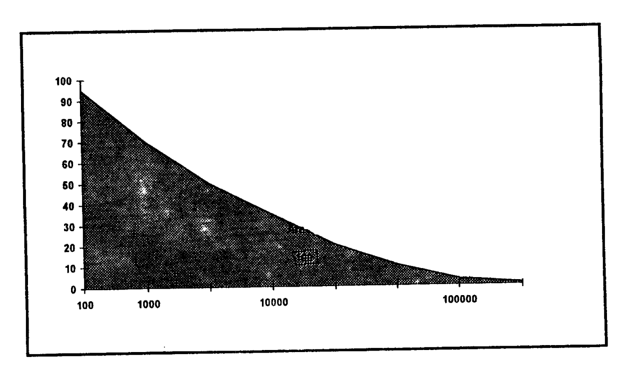


Figure 1.3 Indicateurs d'environnement selon la catégorie de revenu des pays

Le dessalement de l'eau est considéré comme un procédé de traitement permettant de faire face aux problèmes de rareté de ressources de la contamination et le pollution de ces ressources. L'eau est un pilier indispensable du développement .

2 Les ressources en Eau:

Il est évident que toutes les grandes civilisations du monde ont connues un développement autour des ressources d'eau douce. Des Exemples bien connues: la civilisation Pharaonique, la civilisation Chinoise, et la civilisation Perse, ... Si le manque des ressources en eau douce n' est pas présenté comme un problème mondial, la qualité d'eau constitue par contre un sérieux problème mondial. En effet, presque partout dans le monde, si il n' y pas un problème de manque de l'eau, il y a un problème de qualité.

La quantité d'eau sur la planète est très abondante. On peut estimer la quantité totale en eau à 1400 millions de kilomètres cubes 97 % de cette quantité est de l'eau salée et se trouve dans les océans, les grands lacs, et les mers, 3 % uniquement est constituée de l'eau douce. La distribution de cette eau est repartie selon le tableau suivant:

Tableau I-1 La distribution de l'eau douce dans le monde

pourcentage	Nature et location
75	Les océans gelés et les pôles
24	Eau de nappe phréatique
0.5	L'eau courant dans les rivières
0.4	L'eau douce dans les lacs
0.05	l'humidite de sol

La distribution de ressource en eau dans le mode n'est pas bien équilibrée chaque année en moyenne plus de 1000 mètres cubes d'eau , par habitant viennent alimenter les cours d'eau et les nappes aquifères mais l'eau n' est pas toujours la au il faut, au moment ou il faut . Dans 22 pays , les ressources d' eau renouvelables n' atteignent même pas 1000 mètres cubes par habitant ,ce niveau est considéré comme minimum. La plupart des pays dont les ressources renouvelables en eau sont limitées s' trouvent au moyen -orient, en Afrique du Nord ,et en Afrique subsahlienne. Les régions ou la croissance démographique est la plus rapide (voir Tableau 2-1) .

Tableau I.2 Ressources en eau par région

Région	Ressources annuelles locales renouvelables		Pourcentage de la population vivant dans des pays ou les ressources annuelles par habitant sont peu abondantes	
	Total (milliers de kilomètres	Par habitant (milliers de mètres cubes)	Moins de 1.000 mètres	1.000-2.000 mètres cubes
Afrique subsaharienne	3,9	7,1	8	16
Asie de Est et Pacifique	9,3	5,3	<1	6
Asie du Sud	4.9	4,2	0	0
Europe de l Est et ex-URSS	4,7	11,4	3	19
Autres pays d Europe	2,0	4,6	6	15
Moyen-Orient et Afrique du Nord	0,3	1,0	53	18
Amérique Latine et Caraïbes	10,6	23,9	<1	4
Canada et Etats-Unis	5,4	19,4	0	0
Monde	40,9	7,7	4	8

a. Dans les divers groupes régionaux figurent des économies a revenu élève l. Afrique subsaharienne comprend l Afrique du sud.
Sources: Donnes de l Institut mondial des ressources naturelles; données de la Banque mondiale.

Dans une étude récente sur le futur du bassin méditerranéen.(voir figure 4) les pays du sud du basin utilisent 100% des ressources renouvelables. Dans ces pays le tourisme est en pleine expansion. Ceci nécessite une demande élevée en eau douce en plus de la demande en eau pour l'irrigation et pour les ménages, Une grande partie de la demande est saisonnière, surtout en ce qui concerne le tourisme . La situation présente une tension entre l'offre et la demande et pourra éclater. Une étude menée récemment en Egypte (5) montre que la demande en eau potable pour l' an 2025 est de l ordre de 12.9 Milliards de mètres cubes par an, ce chiffré est 3.5 fois la demande actuelle qui s'élève a 3.1. Milliard de mètres cubes par an. Si la demande en eau douce en Egypte se développe de la même façon, les besoin en 2025 seront de l'ordre de 150 milliards de mètres cubes par an alors que les ressources renouvelables sont de l'ordre de 60 milliards de mètres cubes par an!

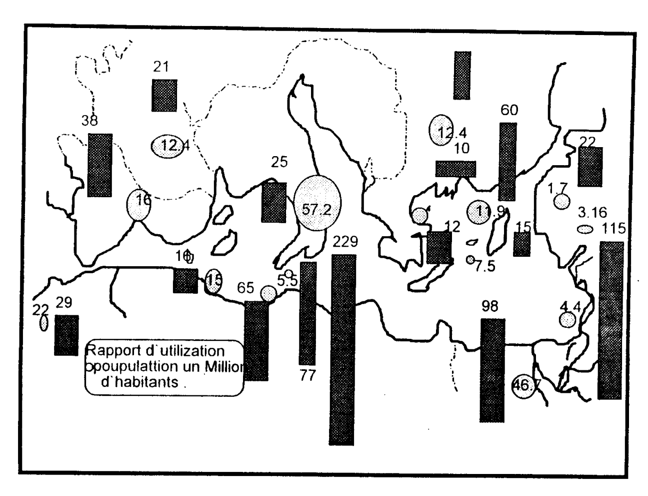


Fig. 1.4 l'utilisation de l'eau dans le bassin Méditerranéen . (1985). L' utilisation annuelle des ressources annuelles . renouvelables . Un pourcentage qui dépasse de 100% indique une utilisation de autre ressource non renouvelable ou non conventionnel comme le dessalement , le recyclage des eaux uses .(Source Bleu Plan Margot 1988)

Ailleurs ,le problème de l' eau n' est pas aussi sensible a l échelle nationale malgré sa gravite dans certains bassins versants du nord de la Chine, de l'ouest et du sud de l' Inde et du Mexique. Le manque d' eau est souvent un problème régional. Il y a plus de 200 réseaux hydre graphiques qui alimentent la moitié du globe, et qui sont partagés par au moins deux pays. Il y a l' usage abusif de nappes phréatiques qui parfois s' étendent au delà des frontières,. officielles , ce qui constitue un élément de politique internationale dans la gestion de la pénurie de l' eau .

Dans de nombreux pays le manque d' eau se fait sentir au niveau des activités économiques. Les villes situées en aval des cours d' eau se trouvent

dans une situation qui oblige les industriels a réduire leurs consommation par conséquent leur activités

3 L'eau et la paix:

Depuis des milliers d' années le lien entre les conflits et le manque de ressource d'eau est évident. Pour contrôler les ressources en eau, les guerres entre, les tribus ont commence Depuis 4000 ans dans la région du Moyen Orient. Il y a lă d'autres conflits qui ont été provoques pour contrôler les ressource d'eau, une des raisons de conflit Israël- arabe de 1967 était. La redistribution de l'eau de la rivière Jordan entre Israël et la Jordanie. En 1975 un conflit a failli éclater dans la région entre l' Irak et la Syrie, quand la Syrie a commence a retenir les écoulement de l' eau dans la rivière El-phaurate , suite la construction d' un grand barrage sur la rivière. L'achèvement du barrage Attaturque en Turquie va augmenter la tension dans la région, car les écoulements d'eau vers la Syrie et l'Irak va être réduit par le deux tiers . En Egypte l'eau du Nil, est partagée entre les pays du bassin, selon le traite du Constantinople. L'Ethiopie étudie un projet de construction d'un barrage sur le fleuve pour retenir une grande quantité d'eau, les conséquences d' un tel projet sur les pays du bassin et plus particulièrement l' Egypte est dramatique, au la quantité actuelle satisfait a peine aux besoin de 60 millions d' habitants !

En bref, et particulièrement dans les régions du Moyen Orient , Afrique du nord ,et en Afrique subsaharienne les conflits pourraient être géneres pour le contrôle de ressources en eau. Un moyen radical pour éviter les conflits sera de trouver des solutions aux manques d'eau. Le dessalement d'eau peut contribuer efficacement pour limiter cette tension.

4 La dimension sociale du dessalement:

La réalisation d' un développement soutenue et équitable constitue une priorité pour les pays en voie de développement . La plupart de ces pays souffre de l'accroissement démographique qui freine tous les efforts entrepris pour la réalisation du développement. Une conséquence de cet accroissement démographique est bien sur. le manque d'emplois. Récemment tous ces, problèmes ont été accompagnés de problèmes d' insécurité intérieure, alimentée par le surpeuplement et une urbanisation sauvage dans presque le quasi totalité des pays en développement. Un plan ambitieux d' aménagement du territoire est indispensable. Le développent de Zones rurales isolées et surtout les zones côtières exige une demande des ressources en Eau. Le développement des Zones rurales, et l'amélioration de l'approvisionnement en eau aura des impacts directs sur le bien être des populations et sur la croissance

économique. La consommation d'eau insalubre et les mauvaises conditions d'hygiène constituent actuellement les plus grands problèmes d' environnent pour les pays en développement.

Le rapport de la Banque Mondiale sur le développement montre qu'il est possible d'estimer approximativement, que l'accès à une eau salubre et a un minimum d'assainissement améliore le niveau de vie et de morbidité. Les tableaux ci-joints montrent, l'effet de l'amélioration de l'approvisionnement en eau et de l'assainissement sur la morbidité

Tableau 1.3 Effets de l'amélioration de l'approvisionnement en eau et de l assainissement sur la morbidité

Malades	Millions de malades	Réduction attribuable a l' amélioration(%)
Diarrhées	900 a	22
Infections par les nématodes	900	28
Verre de Guinée	4	76
Schistosomiase	200	73

a. Indique le nombre de cas par an.
Source: Erse et al., 1990

Le développement des Zones isolées peut renforcer l'économie sur deux axes .

1- Aider à dépeupler les Zones urbaines par la création de nouvelles agglomérations, réduire le phénomène de l' urbanisation sauvage.
2- La plupart des Zones côtières ayant des ressources touristiques abondantes et par conséquent le développement de ces zones induit la création d'emplois et constitue un soutien important pour l'économie. Un bon exemple est celui de l'Egypte, le développement du tourisme sur la cote de la mer rouge et du Sinaï est basé sur le dessalement de l'eau. Chaque complexe touristique est ravitaillé d'une manière autonome en eau douce par son propre système de dessalement de l'eau de mer.

En bref, le dessalement de l'eau ne représente pas uniquement une technologie, mais il constitue également un moyen pour tout un projet de développement économique et social.

5 Le dessalement de l'eau:

Le dessalement est un procédé de traitement de l'eau qui consiste a enlever le sel de l'eau. L'élimination du sel peut être réalisée par plusieurs procédés: thermique, â base de membrane. Trois quart, de la surface de la planète sont couverts d'eau salée. Depuis longtemps le rêve de l' homme est de pouvoir utiliser ces grands réservoirs avec les technologies de dessalement. Le premiers qui ont utilises le traitement des eaux sont les pharaons en Egypte 15 siècles avant J.C. Le tableau ci-joint, trouvé dans la tombe de Ramases II et Amenophis, montre le procédé de purification en utilisant les principe de filtration a travers des briques et un siphon.

Aujourd'hui, grâce au développement des technologies, on trouve des villes qui dépendent totalement du dessalement de l'eau de mer. L'utilisation de ces technologies est étendue dans les pays du Golf Arabe, Moyen-Orient, Afrique du Nord et quelques îles dans les Caraïbes.

6 Le développement de dessalement:

Le procède technique du dessalement de l'eau de mer est connu depuis long temps. Son coût très élevé a empêché son utilisation à grande échelle.

Les essais ont commence au 19 siècles sur les grand bateaux de trams-Atlantique en utilisant la chaleur produite par les machines.

Le développement réel du dessalement a commencé dans les années 1940, pendant la deuxième guerre mondiale. Les unités militaires opérant dans des Zones désertiques avaient besoin de l' eau. Ces besoin ont stimulé les recherches dans ce Domaine. L'un des premiers pays a soutenir la recherche dans ce domaine est celui des Etats Unis d'Amérique et ce par la création de l'office de l'eau salée {office of salin water OSW}

Au début des années 50, a crée l'office de la recherche et de la technologie de l'eau {office of water Research and Technology OWRT}: Depuis les années. 1960, les résultats de la recherche ont permis un début de commercialisation des équipements de dessalement. La figure {1.6} montre le développement de dessalement; en 1990 dont la capacité totale a atteint le chiffre de 13 millions de mètres cubes par jour. Les début des années 1970 ont été marque par la commercialisation de procède de dessalement par membrane: osmose envies et électrodialyse. Ce procède est économique lorsque l'eau présente une salinité maximum de 9.000 P.P.M. elle ne peut pas fonctionner au delà de cette limite. La vraie expansion dans le domaine du dessalement a commencé a partir des années 1980. Plusieurs techniques ont été développées

et commercialisées, Maintenant les équipements de dessalement sont utilisés dans plus de 120 pays .

Les procèdes utilises peuvent être classes en procèdes Majeurs c'est a dire largement utilises, et en procèdes mineurs {voir encadre ci-joint.} il est intéressant de noter que 27% des installations de dessalement sont en Arabie Saoudite qui vient en tête, les Etats Unies viennent après avec 12%.



Figure 1.5 La filtration de l'eau, Gravure sur les mures du tombeau de Amenophis I en Egypte 15 eme siècle A.J.C.

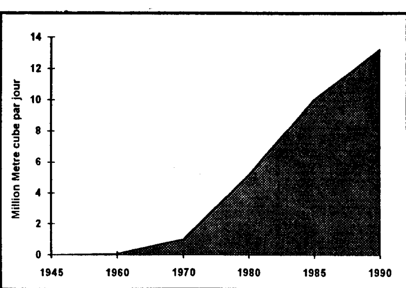


Figure 1.6 Le développement de la capacité mondiale de dessalement

Un inventaire entrepris par Wangnichs {une étude menée par IDA international Désalination Association} montre que le procède de multiples étages arrive en tête avec 56% de la capacité mondiale. Le dessalement par Osmose ieverse 31%. Les deux procèdes représentent dont 87% du marche. Les procèdes mineurs sont présents à moins de 1% de la capacité mondiale.

7 Les technologies de dessalement:

Tableau 1.4 Les procèdes commercialises du dessalement

Les procèdes commercialises du dessalement {source ABC (3).}

Procèdes Majeurs.

Distillation par etages-multiple {Multi-stage Flash distillation}

-Distillation à effet Multiple . (Multiple Effet distillations)
-Distillation par compression de vapeur . {vapeur compression distillation}
(Membrane)
- Osmose inverse.
-Electrodialyse.

-Procèdes mineurs

- Distillation par membrane.
- Dessalement par la congélation
- Dessalement solaire.

Le tableau montre qu`il y a deux procèdes majeurs: un procède thermique qui comprend. Etage multiple, compression de vapeur,et effet multiple ensuite le procède de Membrane qui comprend l`osmose inverse et l`électrodialyse.

Tableau 1.5 Résumé de l'inventaire constitue par la société IDA

Procèdes de Dessalement	Résumé de l'inventaire constitue par la société IDA % De la capacité, Mondiale	Capacité, mètre cube par jour
Etage Multiple	56	7.4
Osmose inverse	31	4.1
Effet- multiple	5	0.7
Electrodialysis	5	0.6
Compression de vapeur	3	0.4
Capacité totale	100	13.2

A- les procèdes thermiques:

Les procèdes thermiques ressemblent au cycle naturel de l'eau: L'évaporation de l'eau salée, la formation de nuage et finalement la pluie; l'énergie solaire aide à l'evopration de l'eau des océans. Les premiers procèdes consistaient simplement à des unités de distillation. Toutes les recherches ont été dirigées vers la réduction de l'énergie consommée. Pour augmenter le rendement thermique de l'équipement. Il faut arriver à des températures proches de 93 pour éliminer le gypse {Ca SO_4) ,les carbonates et les sulfates . Un des problèmes les plus sérieux de ces procèdes est la formation de couches calcaires à l'entree des tubes des échangeurs. Cependant, 60% des installations mondialement connues utilisent ces procèdes thermiques.

B-Les procèdes à Membrane:

Il y a deux technologies qui utilisent les membranes : L'Osmose inverse et l'électrodialyse. La membrane permet de séparer le sel de l'eau. Les principes sont différents dans les deux procèdes. Pour le premier on utilise la pression différentielle, et dans la deuxième on utilise le potentiel électrique. Le deux procèdes représente environ 36% de la capacité mondiale de dessalement . Les détails de ces procèdes sont donnés dans les chapitres que viennent .

I-8 Conclusion

On observe que pour plusieurs pays l'an 2000 sera marqué par l'insuffisance et /ou par la médiocrité de la qualité l'eau. L'eau étant essentielle pour maintenir la vie, l'insuffisance de ses ressource peut créer des instabilités régionales et peut générer des conflits pour le contrôle des ressources en eau douce. Certainement, les technologies de dessalement peuvent réduire cette tension,si les mesures nécessaires de dissémination de l'information et de la formation aient été prises sérieusement.

En fin, cet ouvrage traite dans les chapitres 3 a 8 les principaux procèdes thermiques de dessalement. Le chapitre 2 est consacre à la qualité de l'eau quant au chapitre 9, il est réservé aux problèmes d' applications tels que la corrosion. Le chapitre 10, traite les considérations économiques d'ordre général.

I-9 REFERENCES

1- Farinelli, U., Ischinger, B., and Tabor, H., "Solar Energy A Peaceful Energy" World Solar Summit, UNESCO Headquarters, Paris 5-9 Juillet 1993.

2- Buros, O.K., " The Desalting ABC" International Desalination Association, reproduit par le departement de la recherche, Arabie Saoudite (Research department, Saline water conversion), 1990.

3- World Development Report, World bank, Washington , USA 1992.

4- Totare Gate " Utilization of diverse energy sources for saltwater desalination" Water Re-use promotion Center , Tokyo Japan,

5- M.M. Megahed,and S.S.Mekhemer " Desalination in the Egyptian context" IAEA, First Regional meeting , Nuclear Desalination as a source of low cost potable water. Cairo Egypt May 1991.

7- Solar Energy in Arab world, Report of the round table discussion on solar energy in the Arab World , Proceedings of the Six International Energy Conference JITH6 , Alexandria, Egypt April 1993.

8- A. El-Nashare and, A. El-Bagdadi, " Sea Water Distillation by Solar Energy" Desalination, 61 (1987) pp 49-66 ,Elsevier Science Publishers.

9- " Future of the Mediterranean Basin"The blue Plan, edited par Michel Granon Batisse, Oxford press 1989.

10- The economical evaluation of desalination process equipments, Sinai Development Authority. Cairo Egypt 1993.

11- Rayan, M. A. " Solar Desalination and Peace " To be published in COURIER of UNESCO.

12-Spiegler, K.S., "Principles of desalination", Academic press, New York and London, 1966

CHAPITRE II

La Qualité de l'eau

1 INTRODUCTION

L'eau est la source de la vie sur la terre et prend une grande part dans la composition des tissus des plantes et des animaux. En plus, elle contrôle la température du corps de l'être humain et de l'animal.

L'eau douce a une grande importance d'abord pour les êtres vivants (eau potable) ensuite pour l'agriculture, l'irrigation des sols étant indispensable pour toute production végétale, sa rareté produit, la sécheresse de la terre, et d'autres questions importantes.

Les recherches faites il y a 100 ans, ont prouvé la nécessité d'utiliser raisonnablement les ressources naturelles et de suivre une politique rationnelle unie en ce qui concerne les ressources d'eau. Aujourd'hui les utilisations des ressources naturelles sont importantes et en particulier celle de l'eau, en effet , plus de 50% du globe terrestre souffre de manque d'eau douce.

Pour éviter les problèmes dans l'avenir, il faut veiller ã exploiter les ressources d'eau douce avec précaution, et sans gaspillage, et prendre en considération l'évolution de ces ressources et de leurs qualité dans des documents officiels comme les autre richesses minières.

En effet, là où on ne souffre pas du manque d'eau, on soufre aujourd'hui de la mauvaise qualité de l'eau. Dans presque tous les pays industriels, la qualité de l'eau devient un sujet préoccupant. Le contrôle de la qualité devient un souci majeur pour sauvegarder l'être humain.

Il faut qu'on oriente les efforts scientifiques, les recherches et les études technologiques pour trouver les moyens susceptibles d'augmenter la part d'eau de l'être humain et assurer une bonne qualité, la technologie du dessalement de l'eau proposée ici pourrait devenir une des sources appropriées économiquement rentable.

Dans ce chapitre, la problématique de la qualité de l'eau va-être abordée et discute. Un aperçu sur les différentes techniques du traitement des eaux sera donne d'une manière sommaire.

2 Les sources de l'eau et leurs caractéristiques

2-1. Cycle naturel de l'eau (Water cycle in nature):

Les Sciences Hydrologiques *Hydrology* comprennent la distribution de l'eau dans la nature et fait partie de la science Climatologique *Climatology*. Le cycle de l'eau dans la nature est considéré comme un cycle continu sans début ni fin. Le cycle comprend:

La condensation: L'eau condensée arrive de l'espace à la surface de la terre sous forme de pluies, de neige, de rosée ou de gelée.

Le cours d'eau à la surface: L'eau résultant de la condensation arrivant à la surface de la terre est collectée dans des dépressions et forme des ruisseaux, des fleuves des rivières et des lacs.

L'évaporation et la transpiration des plantes: L'eau perdue de la terre à travers sa surface du a l'évaporation et la transpiration des plantes, finit par former les nuages, les brouillards et la brume.

L'infiltration: Le passage de l'eau condensée à travers la couche terrestre permet de former à l'intérieur de la terre des nappes phréatiques.

2.2 Les sources naturelles de l'eau (Natural water resources):

les pluies constituent les principales ressources d'eau douce sur la terre; en arrivante à la surface du sol, elles peuvent soit former des source de surface : ruisseaux, fleuves, lacs d'eau ou pénétrer dans le sol (s'infiltrer) et former des nappes peu ou moins salées selon la nature des couches de sol traverses.

L'eau souterraine: elle s'accumule dans des couches de différents niveaux et apparaît sur la surface de la terre par deux moyens:
Naturel; les eaux souterraines éclatent spontanément et jaillissent sous forme de sources.

L'eau souterraine est tirée par l'homme, par plusieurs moyens techniques à travers des puits creuses.

Importance de l'eau (Significance of water):

L'eau est le produit indispensable à la vie et fait partie de le constitution essentiel le des cellules vivantes (plantes et animaux); elle aide à réaliser toutes les opérations vitales. L'eau à par ailleurs, plusieurs autres usages comme:
Le nettoyage.
Le transfèrt de la chaleur
Solvant de différents produits chimiques
La réalisation des réactions chimiques.
Matière essentielle dans toutes les industries.
Générateur d'électricité et de la vapeur.

L'eau superficielle:

La source essentielle de l'eau en surface est la pluie. S'il cesse de pleuvoir, le niveau de l'eau commence à diminuer, très souvent une partie de l'eau souterraine passe dans des cous d'eau durant toute l'année.
L'eau superficielle est:

1- L'eau des fleuves, qui s'étend des hautes sources et se dirige vers leur embouchure, provient des pluies qui tombent sur les hautes montagnes ou de la fusion de la glace qui existe sur les hauteurs. Suivant qu'elle proviennent des pluies ou des glaces.

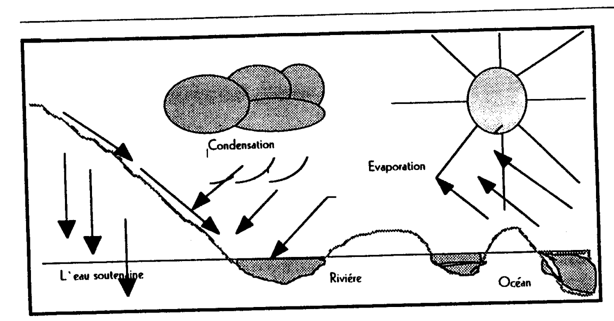


Figure 2-1- Le cycle d'eau

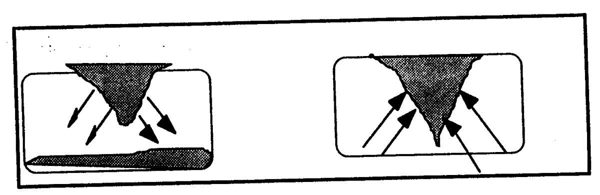


Figure2-3 alimentation d'un Réservoir souterrain

Figure 2-2 L'eau de surface alimente par l'eau souterraine.

cette eau est parmi les plus pures. Elle érode les rochers et entraine les différentes matières selon la nature des rochers. Une quantité de ces matières transportées reste en suspension mais le reste se dissout dans l'eau. Ainsi, le fleuve subit durant sa course de sa source à son embouchure des changements dans sa constitution et son contenu des matières solides ou liquides.

2- Des eaux qui se collectent sous forme de lac, et qui peuvent être douces où salées, gardent leurs composition invariable, si les fleuves s'associent pour compenser l'eau perdue par l'évaporation. Par

contre, si l'eau d'alimentation est moins importante que l'eau qui s'évapore, l'eau devient plus concentrée en sel.

3- L'eau des mers et des océans, est une eau salée. Sa salinité change d'un endroit à un autre.

4- L'eau solidifiée dans les régions polaires est une eau douce et très pure.

La (Fig.II- 2) montre un cours d'eau superficiel, alimenté par l'eau souterraine, Une infiltration peut se produire au fond du cours d'eau superficiel(fig.II-3), comme conséquence de la diminution du niveau des eaux souterraines, cette infiltration alimente le réservoir d'eau souterraine par l'infiltration d'un courant d'eau superficiel.

2.3 Les caractéristiques naturelles et chimiques de l'eau superficielle:

A) Les caractéristiques naturelles sont:
- La température.
- La turbidité.
- La douceur
- Le goût.
- L'odeur

1- La température

La température influe sur le traitement d'eau, contribue à la précipitation des produits changer en solution et à la précipitation des organismes.

2-La turbidité:

La turbidité est due à l'existence des matières organiques comme de la mousse verte et matières non organiques comme la boue et le sable. La turbidité de l'eau superficielle est plus grande que celle de l'eau souterraine parce que cette dernière passe à travers les différentes couches de sol.

3- La couleur:

L'eau subit une coloration dans les sources superficielles à la suite de son passage à travers les matières organiques ou matières non organiques comme le fer, la manganèse. La coloration de l'eau est considérée comme une preuve de la mauvaise qualité de cette eau, elle est par conséquent non utilisable pour le boissons ou pour le plupart des industries.

4- Le goût:

Le mauvais goût de l'eau est peut-être dû à l'existence de la mousse verte et des produits organiques en décomposition et à son mélange avec l'eau du drainage ou des déchets industriels.

5- L'odeur:

Le goût intolérable de l'eau va de pair avec sa mauvaise odeur.

Les caractéristiques chimiques sont:

- Le chiffre hydrogenique
- La dureté
- oxygènes soluble
- Les matières solubles.

1- Le chiffre hydrogénique:

Son symbole est "pH". Il exprime l'état acide ou basique de l'eau et commence par zéro jusqu'au chiffre 14, et la valeur 7 du pH correspond à l'eau pure. Si le chiffre est inférieur à 7 ceci prouve que l'eau est acide. L'eau acide ronge les instruments quant à l'eau basique elle forme une couche.

2- La dureté:

La dureté caractéristique l'existence des quantités de Calcium et Magnésium dans l'eau c'est ce qui augmente le chiffre hydrogénique de l'eau,

ce qui provoque la formation des couches dans les tuyaux, dans les compteurs et les appareils de chauffage de l'eau et donne à l'eau un goût intolérable, et rend difficile l'usage du savon.

3- L'oxygènes soluble:

L'oxygènes soluble se trouvant dans l'eau douce de façon permanente à cause de la ventilation naturelle. Le degré d'oxygène soluble augmente dans l'eau froide plus que dans l'eau chaude. Il prévient de la présence de la mousse verte dans l'eau. La quantité de l'oxygène soluble augmente dans l'eau pendant le jour, et pendant la nuit, les mousses vertes le consomment. L'oxygène soluble provoque la corrosion des surfaces métalliques comme les tuyaux et les pompes.

C) Les caractéristiques biologiques:

L'eau contient des bactéries et des virus nuisibles à la santé de l'homme. La découverte de l'existence des bactéries et virus, impose l'établissement d'un système efficace pour purifier l'eau, il suffit de neutralise les bactéries, qui sont la cause de maladies.

II-3-Technologie de la purification des eaux superficielles:

3-1 Idée Générale:

L'homme primitif vivait auprès des sources d'eau, qui existaient bien avant lui, et pendant de longues périodes, l'homme se servait de l'eau de ses sources naturelles, sans se soucier de ou différencier ces sources quelles soient des rivières, des puits ou de l'eau de pluie.

Et ce sont les Romains, qui avant plus de deux milles ans ont crée le premier service d'eau en construisant des canaux artificiels qui ont servi à amener l'eau potable aux villes et aux villages en Italie. Cette eau qui provenait des sources ou des rivières coulait sous l'effet de la pesanteur et l'inclinaison vers les régions de distribution, mais à cette période, l'eau ne subissait encore aucun traitement.

Pendant plusieurs siècles, l'homme se mit à étudier les moyens d'améliorer les qualités de l'eau, et il s'est rendu compte, depuis bien longtemps, de l'intérêt de l'écoulement de l'eau à travers des couches de sable naturel. Il s'est avéré que les habitants d'Alexandrie (Egypte) étaient les premiers a avoir filtré l'eau en l'an 50 A.C. D'autre part, il y a des preuves que Venise était une des premières villes qui a filtré l'eau de pluie avant de la conserver dans des réservoirs.

Le premier filtre a été conçu et construit en Ecosse au début des années 1800 AC pour fournir l'eau aux habitants et pour l'industrie. Paris (France) était la deuxième ville où les habitants avaient de l'eau filtrée. Elle a été suivie de la ville de Glasgow qui, à la différence des précédentes, l'eau était livrée aux habitants à travers des tuyaux et non pas transportée par chariots.

A la fin des années 1820, le premier filtre de sable lent à été réalisé en Ecosse et en Angleterre. Ces filtres étaient composés de plusieurs couches de sable superposées à des couches de cailloux. Ces filtres étaient dotés d'un système de canalisations inférieures pour la distribution de l'eau filtrée. Quant aux Etats-Unis d'Amérique, le premier filtre de sable lent en Richmond (Virginie) était une grande faillite vue la grandeur et le haut niveau d'impureté de l'eau provenant de la rivière de James. En 1872 la deuxième usine des eaux entra en fonction pour filtrer l'eau à Saint Louis (Missouri).

Une autre usine d'eau a été construite en 1874 à New-York. A cette période, s'est répandue la création de filtres à sable lent en Europe et en Grande Bretagne.

En 1880 fut crée le premier filtre rapide de sable aux Etats-Unis d'Amérique. Son emploi fut vite répandu dans ces états et à l'étranger. Mais, il s'est avéré que la purification et la sédimentation sont deux facteurs essentiels pour obtenir de meilleurs résultats des filtres rapides de sable. Grâce à ces superpositions, le filtre rapide de sable est devenu pratique et efficace. Ce filtre rapide de sable moderne est le résultat d'essais précédents couronnés de succès ou d'échecs.

Avec le temps, l'accroissement des populations, et l'avancement des civilisations ont souiller les eaux dans les sources naturelles. Mais les efforts

de l'homme obtenir une eau pure, sans impuretés qui donnent à l'eau une couleur, une odeur et une saveur, l'ont incité au début à la purification de l'eau avec des moyens primitifs. Ces moyens n'ont cessé de se développer jusqu'à l'ere actuel où les unités de filtration ont atteint un haut niveau de développement et de progrès permettant d'éliminer les matières en suspension et de débarrasser cette eau des produits chimiques qui peuvent affecter le goût, l'odeur, la couleur et la saveur, et détruire les microzoaires, qui sont la cause des infections intestinales, et les parasites et qui atteignent les sources des eaux naturelles.

L'efficacité des opérations d'assainissement des eaux dépend de l'exactitude des opérations de purification naturelle et chimique et la conception technique des unités de purification et son bon fonctionnement.

La conception technique des unités de purification, malgré leur du but semblable peut varier comme suit:

1-Les unités de séparation des produits en suspension ou en sédimentation.
2-Les différents bassins de coagulations et de purification. [Rétention].
3-Les différents bassins de sédimentation, le temps de séjour et les moyens de se débarrasser de la boue (vase).
4-Les différents types de filtre de sable, les tranches de matières de filtration et les moyens de laver les bassins de filtrage. Les différentes catégories de coagulateur et purificateur auxiliaires et l'effet des doses de chlore primaires et secondaires qui ont un effet direct sur l'efficacité des opérations de purification et la qualité de l'eau produite.

Le choix de la conception technique des unité, et des opérations de purification dépend de plusieurs facteurs dont les plus importants sont:

- L'économie du coût de construction.
- L'économie de production.
- La qualité de l'eau suivant les critères optimum requises.

Les qualités naturelles et les critères requis pour une eau potable suivant la réglementation de l'organisation mondiale de la Santé (OMS)

Matière	Concentration acceptable	Limite acceptable
Couleur	5 unités	50 unités
Trouble	5 unités	50 unités
Saveur	Acceptable	------
Odeur	Acceptable	------

Les produits venimeux (toxique) :

L'eau doit être exempte de produit venimeux mais si on décèle des traces de ces produits, ils ne doivent dépasser les limites fixées pour chaque produit par l'Organisation Mondiale de la Santé:

Matière	Concentration (mg/litre)
Plomb	0,1
Arsenic	0,2
Cyanure	0,01
Cadmium	0,01
Silicium	0,05
Mercure	0,001

Les produits qui affectent la santé en général:

-Les chlorures (Cl) 0,8 mil/litre si la limite maximum.
-Les -Nitrates (Na3) Considéré comme Nitrogène; la limite acceptable est de10 mil/litre et la limite max est de 45 mil/litre

Les produits chimiques qui affectent l'emploi domestique (limite maximale permise) bien, qu'ils n'ont pas un effet direct sur la santé.

Le tableau suivant donne les matières et leurs concentrations fixées par l'Organisation Mondiale de la Santé:
Tableau 2-1 Les matières et leur concentrations fixées par l'organisme mondial de la santé:

Matières	Concentration acceptable milg/litre	Maximum acceptable milg/litre
Fer	0,3	1,0
Manganèse	0,1	0,5
Cuivre	1	1,5
Zinc	5	15
Calcium	75	200
Magnésium	50	150
Sulfate de Magnésium	500	1000
et de Sodium	200	400
Phénol	0,001	0,002
Chlorure	200	600
No. Hydrogène	7,0 - 8,5 unité	6,5 - 9,2 unité
Matières solides totales	500	1500

3-2 Indice de probabilité de pollution de l'eau:

Certains produits peuvent se trouver dans les différents sources d'eau d'une manière non constante et il est difficile de leur fixer alors une limite. Quand le pourcentage dépasse la moyenne tolérée, elle constitue un indice de pollution. Ces produits sont les suivants:
Ammonium, nitrite nitrates, nitrogène, nitroglycérine, l'oxygène, chlorides phosphates.

3-3-Les indices bactériologique:

L'eau purifiée (traitée avec du chlore)

1- La série cloniques doit être nulle dans 95% des échantillons prélevés durant un an.

2- Tous les échantillons doivent être dépourvus du bacile de colon dans 100 millimètres de l'échantillon.

3- Tout échantillon ne doit contenir plus de dix de la série de Kaolin dans 100 millimètres de l'échantillon.
4- La série de Kaolin ne doit être présente dans 100 millimètres d'eau dans deux échantillons consécutifs.

3-4-L'eau non purifiée:

Il s'agit de l'eau de puits, de l'eau gazeuse et de la glace. Le nombre probable ne doit pas dépasser cinq de la série de Kaolin dans 100 millimètres.

3-5-Analyse biologique:

L'examen microscopique de tous les échantillons doit être effectué pour s'assurer qu'ils sont dépourvus de toute particule végétale ou animale.

L'agressivité de l'eau:

L'agressivité de l'eau joue un rôle primordial pour déterminer si la source d'eau est convenable, car l'agressivité de l'eau non seulement est la cause d'érosion, mais aussi pose le problème de pollution des eaux, car, le résultat de cette érosion est la pollution chimique qui nuit à la santé. Cette agressivité est liée a l'indice d'acidité et du gaz carbonique libre ainsi qu`à la dureté des carbonates.

Le gaz carbonique:

Le gaz carbonique se trouve dans l'eau à l'état libre (surplus de gaz carbonique) ou l'état de dissolution totale (sous forme de carbonate) ou lié (sous forme de bicarbonate). Le gaz carbonique à l'état libre est agressif avec les produits de fer, de ciment comme il appairait dans le tableau suivant:

- Le gaz carbonique libre ou dissous se trouve dans toutes les sources d'eau naturelles mais l'eau superficielle contient beaucoup mois de gaz carbonique libre que l'eau souterraine.
- Le gaz carbonique dissous est totalement dissous avec le calcium et le magnésium et de ce fait on peut évaluer sa quantité en se basant sur la solidité des carbonates.
  7,87 degré de solidité - milligramme/litre de gaz carbonique dissous, le gaz carbonique partiellement dissous sous forme de bicarbonate ou de hydrogène de carbone.

Une partie du gaz carbonique libre ou gaz carbonique dissous maintient le bicarbonate de calcium dans la solution.

La dureté de l'eau::

La dureté de l'eau provient de la présence des sels de calcium ou de magnésium, car l'eau qui contient une grande quantité de calcium ou de magnésium est dite eau dure et l'on peut calculer la présence du calcium ou du magnésium de ce qu'on appelle le degré de dureté. Malheureusement, il n'y a pas de consensus universel sur l'unité de mesure de la dureté.

Les unités en usage pour mesurer la dureté et ses rapports appairaient dans le tableau suivant:

Degré de la dureté	Unités équivalentes
1 grain de carbonate de calcium/galon	= 17,1 milligrammes de carbonate de calcium/litre 0,96 degré de dureté
10 milligramme d'oxyde de calcium/litre	= 1 degré allemande de dureté
10 " " " carbonate de calcium/0.7 litre	= 1 degré anglais de dureté
10 " " " carbonate de calcium/litre	= 1 degré français de dureté
1 degré allemande de dureté	= 1,25 degré anglais de dureté
1 degré allemande de dureté	= 1,78 degré français de dureté
Degré "allemand" de solidité	Diversification d'eau
0 - 4	très tendre
4 - 8	tendre
8 - 12	dure moyenne
12 - 18	haute dureté
18 - 30	dure
plus de 30	très dure

4 L'eau souterraine:

Cette eau est appelée parfois "L'eau interne" elle provient de l'infiltration de l'eau de pluie ou de l'eau superficielle à travers les cavités ou les fissures terrestres et les couches poreuses de la terre. Celle ci se différencie selon l'eau superficielle d'où elle provient et selon la diversification des roches qu'elle a traversée, et où elle s'est agglomérée accumulée.

La quantité totale d'eau souterraine dans l'écorce terrestre n'a pas pu être évaluée jusqu'à lors. Les données des chercheurs, dans ce domaine varient d'une façon très nette titre d'exemple, si on exprime l'hypothèse des quantités d'eau souterraine sous forme de couches d'eau, nous verrons que les différents chercheurs évalueront l'épaisseur de ces couches par les valeurs suivantes 30, 70, 250, 420, 1000 même jusqu'à 2300 mètres et en unités de volume ces chiffres peuvent être exprimés réciproquement en commençant par 0,0015 jusqu'à 1,2 milliard km3.

Actuellement, aucune classification reconnue existe pour évaluer l'eau souterraine. Les auteurs classent les eaux souterraines chacun selon des paramètres différents selon les conditions de la corrélation, la spécifité atmosphérique et la composition chimique, etc.

4-1 Les propriétés physiques et la composition chimique des eaux souterraines:

Premièrement: Les propriétés physiques des eaux souterraines sont:
1- La limpidité 2- La couleur 3- L'odeur
4- Le goût 5- La température

La limpidité: L'eau naturelle peut être limpide ou trouble. Le trouble de l'eau est causé par les particules et les substances minérales ou organiques en suspension. Les substances en suspension se différencient par leur volume, certaines peuvent être remarquées par la simple vue, d'autres ne peuvent être observées qu'à travers la loupe ou par microscope. En général, l'eau limpide ne contient pas de particules en suspension. Les fines substances peuvent arriver à l'eau des sources à cause d'une défection dans la canalisation ou à cause d'une infiltration de l'eau de rivière jusqu'à la couche porteuse d'eau. L'eau superficielle provenant de la pluie, des eaux des inondations et des eaux des rivières est généralement porteuse de grande quantité de particules minérales et organiques.

Le trouble des eax souterraines provient parfois de divers produits chimiques qui y sont dissous et qui dans certains cas précipitent sous forme de résidus. (Exemple quand le fer contenu dans l'eau s'oxyde, il se produit des précipités d'oxyde de fer).

La couleur: L'eau potable pure est en général sans couleur, mais quand cette eau est en grande quantité, elle a une légère teinte bleuâtre. La coloration de l'eau souterraine peut provenir des particules d'impuretés.

L'eau contenant du fer a une couleur rougeâtre. L'eau contenant du sulfite d'hydrogène est bleuâtre. Les eaux marécageuses riches en acide eu des détritus décomposes ont une couleur jaune. Les eaux contenant des produits de manganèse ont une couleur noire.

L'odeur: L'eau souterraine est généralement inodore. Mais, la présence d'une odeur spécifique est causée par la moisissure du bois ou l'infiltration de certains produits.

L'eau contenant du sulfate d'hydrogène a l'odeur d' oeufs pourris. L'eau riche en acide putride a une odeur marécageuse spécifique.

La saveur: L'eau peut avoir une saveur si elle contient en quantité déterminée les produits suivants:

Saveur salée si l'eau contient 50 - 60 mg/l de chlorure et 400-500 mg/l de sulfate. L'eau qui contient de grandes quantités de produits azotés d'origine organique se distingue par une saveur particulièrement agréable. Les eaux acidulées sont généralement dans les régions sulfuriques.

La température: La température de l'eau dépend de la profondeur en de la couche porteuse d'eau et l'altitude géographique et aussi des centres volcaniques.

L'eau peut être classée suivant sa température en eau froide et tiède à 37 degré centigrade, chaude et très chaude si la température est augmenté. La température de l'eau a une influence tangible sur les quantités des sels et des gaz qui sont dans l'eau. Le tableau No. (2) montre comment diminue la solubilité des sulfates de calcium et comment augmente le contenu du chlorure de sodium et du carbonate de calcium avec l'augmentation de la température

Tableau (2.2)

Température de l'eau °C	Contenu des sels dissous (g/l)			Contenu des gaz (g/l)			
	Na Cl	Ca SO4	CaCO3	O2	N	H2S	CO2
25	26,44	0,209	0,0014	0,0285	0,033	1,304	0,771
50	26,99	0,204	0,0015	0,0209	0,0109	1,410	0,423
100	28,15	0,153	0,0015	0,0177	0,0098	0,844	

Selon le contenu en sels et les variations de la température, l'eau, peut avoir une grande densité. A 4 °C, l'eau douce atteint le maximum de sa densité cette dernière diminute quand la température, augmente. La situation des ions varie selon l'état physique de l'eau. L'eau de la contenant une quantité de sel égale à peu près à 35 g/l et se gèle à -1,9 degré centigrade.

Les quantités de sel varient d'une mer à l'autre: en mer rouge 3 - 4% (40 g/l), en Méditerranée 2,8 - 3%, en mer noir 1,8 - 2,2%, en mer Baltique 0,3 - 0,8%. L'eau de mer contient de l'oxygène de l'azote et de l'acide carbonique

4-2 La composition chimique des eaux souterraines:

Pour juger la composition chimique des eaux, il faut d'abord savoir la réaction de l'eau, c'est à dire, la concentration des ions hydrogèniques. Selon la théorie de la désagrégation électrolyte l'eau se désagrège en ions hydrogèniques (H+) et en ions hydroxygèniques (OH-) et le produit de leur multiplication est toujours constant a une température donnée. Quand la réaction de l'eau est stable, la concentration des ions hydrogèniques et des ions hydroxygènique s' égalais au niveau de la valeur 10-7.

Les ions hydrogèniques sont supérieures dans les eaux aux réactions acides. Mais, dans les eaux à réaction alcaline, ce sont les ions hydroxygènique qui sont supérieures. Le produit de la multiplication de la concentration des ions hydrogèniques et hydroxygèniques est toujours constant 10-14 (à la température de 22 degrés centigrade). C'est donc grâce à la concentration des ions hydrogèniques

que se détermine le degré d'acidité ou d'alcalinité de l'eau. Pour exprimer la concentration des ions hydrogèniques on a recours au logarithme de ces concentrations (c'est à dire la quantité des éléments de la masse de cet ion) désigné par un signe apposé qui a pour symbole: pH.

pH = Log (H+)

et si la concentration H+ égale 10-2 donc 2 log 10 = 2

= pH = -log(10-2). La réaction est égale, pH = 7, acide pH < 7 et alcaline pH > 7.

L'ensemble des éléments chimiques et leurs composés et les gaz que l'eau renferme exprime la minéralité générale de l'eau. La minéralité est valorisée selon les sédiments secs ou épais qui reste après vaporisation de l'eau à la température de 105 - 110°C . Et selon la quantité des sédiments secs l'eau peut être classée en eau douce, la concertation l'eau douce lorsque la concentration eu sel est faible, de l'ordre de 1g/l l'eau est de salinité faible (1 à sg/l), elle est dite salée lorsque le salinité est de 5 à 10 gm/litre et enfin elle est excessivement salée lorsque la salinité est supérieur a 10 gm/litre.

Les principaux produits chimiques existants dans les eaux souterraines sont en général: les ions de chlore (Cl-),ions de sulfate (SO2-4) ions carboniques et hydrocarboniques (CO2-3 et HCO-3) et aussi les ions des minéraux et les oxydes alcalin et les poussières alcalines: Sodium (Na+), calcium (Ca2+), magnésium (Mg2+), le fer et SiO2 (agglutiné). L'eau contient ausşi à l'état dissous: l'azote, l;oxygène, le gaz carbonique et le sulfite d'hydrogène.

Généralement, les produits azotes se trouvent en petites quantités dans les eaux souterraines. Mais, dans certain cas la décomposition des produits organiques, entraîne la pollution de l'eau et la possibilité de la présence de bactéries nuisibles.

5 Les conditions requises pour les genres d'eau:

Les conditions requises pour l'emploi de l'eau dans des fins différentes ne sont pas les mêmes. L'eau potable n'est pas toujours convenable pour des fins industrielles et vice-versa. Pour évaluer la pertinence de l'eau souterraine pour elle ou telle de ces fins, il y'a des règles déterminées. Mais, parfois, on se trouve obligé de prendre en considération les qualités géologiques particulières de l'eau de certaines régions, et au cas du manque de source d'eau plus convenable, il faut

renoncer aux règles reconnues à condition que l'eau ne soit pas polluées par des matières organiques.

5-1 L'eau potable:

Pour l'eau potable, on admet généralement la présence de produits chimiques de base selon les critères mondiales.

1- L'odeur et la saveur, à la température de 20 °C, pas plus de deux degrés.
2- Les sédiments secs ne doivent dépasser 1000 mg/l.
3- La dureté générale, pas plus de 7 mg - équivalent.
4- Le contenu N_2O_5 jusqu'à 20 mg/l.
5- Le contenu NO_2, trace.
6- Le contenu NO_3 jusqu'à 10 mg/l
7- Le contenu NH_4 - trace.
8- Le contenu Cl_2^{-} - pas plus de 25 - 50 mg/l.
9- Le contenu SO_2-4 - pas plus de 100 mg/l.
10- Le contenu de l'oxyde de fer Fe^{2+}, Fe^{3+}, jusqu'à 0,3 mg/l.
11- Le contenu général de fer Fe de manganèse Mn, pas plus de 0.5 -1 mg/l.
12- Le degré d'oxydation par O_2 jusqu'à 2.5 - 3 mg/l, et par $KMnO_4$ jusqu'à 10 mg/l.
13- Le contenu Pb pas plus de 0,1 mg/l
14- Le contenu As pas plus de 0,05 mg/l.
15- Le contenu F pas plus de 1,5 mg/l.
16- Le c ontenu Cu pas plus de 3 mg/l
17- Le contenu Zn pas plus de 5 mg/l.
18- L'eau ne doit pas contenir du Hg, Cl équivalent, Ba et autre éléments toxiques.
19- La présence du H_2S n'est pas permise.
20- pH de 6,5 jusqu'à 9,5.
21- L'étalonnage de volume du bacille du côlon ne doit pas être moins de 100.
22- L'étalonnage de volume des bâtons de bactéries ne doit pas être plus de 3 bâtons dans un litre d'eau.

Dans les régions acides, on peut se servir des eaux qui ont des résidus secs jusqu'à 2500 - 3000 mg/l et dont l'ion Cl atteint jusqu'à 400 - 800 mg/l et l'ion SO4 jusqu'à 1000 - 1500 et la dureté générale jusqu'à 21 - 40 mg/l équivalent.

Et au cas d'évaluer les eaux souterraines pour des fins industrielles, pour alimenter les chaudières à vapeur, pour refroidir les moteurs, pour l'industrie du papier et des textiles, pour le lavage et les toilettes, une grande attention doit être prêtée, pour la dureté de l'eau. La dureté signifie la spécificité de l'eau causée par la présence de sel de calcium et de magnésium $Ca(HCO_3)_2$, $Mg(HCO_3)_2$, $CaSO_4$, $CaCO_3$, $CaCl_2$, $MgCl_2$.

Il y a trois catégories de dureté qui sont: La dureté générale qui provient de la présence de tous les sels Ca, Mg. La dureté constante qui provient de la présence de tous les sels Ca, Mg et l'exceptionnel le bicarbonate. La dureté provisoire concerne la présence de bicarbonate Ca, Mg elle est appelée provisoire parce que quand l'eau est bouillie le bicarbonate Mg, Ca se transforme en produit carbonique qui se dépose plus tard.

Dans quelque filiales de l'industrie, l'eau dure est traitée chimiquement pour qu'elle devienne moins dure.

Et suivant le degré de pollution des eaux souterraines, les eaux des bassins et les courants d'eau non couverts, elles peuvent contenir différents genres de bactéries qui peuvent atteindre des centaines des milliers t des millions dans chaque cm d'eau et qui diminuent avec la profondeur. Ces eaux peuvent être non-nuisibles et utiles et peuvent être la cause de beaucoup de maladies intestinales.

Les bactéries apparaissent dans les eaux souterraines ou dans les courants d'eau non couverts à la suite de la pollution par différentes ordures. La mensuration des bactéries varie entre plusieurs parties du micron jusqu'à un micron. La mensuration confirmée du méthane par exemple atteint 2 - 3 millimicron de longueur et 1,5 - 2 micron d'épaisseur.

Pour déterminer la pollution organique de l'eau, on a recours à l'étalon de volume de côlon qui signifie le volume d'eau qui contient 1 bacille de côlon (bacterium colisommune). Le bacile de côlon lui-même n'est pas nuisible, mais il est souvent accompagné de bactéries très dangereuses qui est la cause de maladies: typhoïde, choléra, et se basant sur le contenu d'un bacille de côlon, l'eau est classée comme suit:

Qualité de l'eau	Volume d'eau (en millilitre)
eau saine	100
eau assez saine	10
eau douteuse	1
eau malsaine	0,1
eau absolument malsaine	0,01

5-2 Les eaux des mers:

Les eaux salées ou de mer, d'ou l'homme extrait de l'eau douce, ne sont en fait que des solutions liquides d'eau salée. La concentration totale de sels dans l'eau de mer varie d'un endroit à l'autre, comme le montre le tableau 3. Cette concentration, en mer rouge et dans les eaux du Golfe Arabe est presque égale à six fois celle des eaux de la Mer Baltique.

Tableau 2.3 La salinité dans les différents endroits

Location	Fraction de million
la Mer Baltique	7000
la Mer Noire	13000
la Mer Adriatique	25000
l'Oceàn Pacifique	33600
l'Oceàn Indien	33800
la Méditerranée	39400
le Golfe Arabe	42100
la Mer Rouge (Jeddah)	41200
la Mer Rouge (Yanbu)	43300

Cette grande différence dans la concentration totale des sels est du à différents facteurs dont les plus importants:

a) La quantité d'eau douce déversée dans la mer, la Mer Baltique, par exemple, lui parvient beaucoup d'eau douce des rivières qui s'y jettent et de la pluie qui s'y déverse ainsi que la glace, qui en fondant s'achemine vers

elle. Quant à la Mer Rouge, aucune rivière ne s'y et sa part de la pluie est faible.

b) L'influence des facteurs climatiques sur la quantité d'eau évaporée et les conditions atmosphériques qui dominent dans les régions chaudes, comme la région du Golfe Arabe, et la Mer Rouge, qui facilite beaucoup la vaporisation et de ce fait permet l'augmentation de la concentration en sels. Malgré la grande différence dans la concentration totale des sels, l'analyse de plusieurs échantillons d'eau de différentes régions du globe, a prouvé que la composition chimique des éléments de sels ne varie pas beaucoup d'une place à une autre, de telle sorte que nous pouvons considérer la composition représentée dans le tableau (2.4) d'un échantillon d'eau de mer comme représentant de la composition relative de l'eau ne mer en général.

Tableau (2.4)

La composition relative des éléments de sels dissous dans un échantillon régulier d'eau de mer

Le produit		**Concentration (1/million)**	**Le pourcentage**
Chlorure de sodium	NaCl	23476	68.08
Chlorure de magnésium	MgCl2	4981	14.44
Sulfate de sodium	Na2SO4	3917	11.36
Chlorure de calcium	CaCl2 1102		3.20
Chlorure de potassium	KCl	664	1.92
Bicarbonate de sodium	NaHCO3	192	0.56
Bromide de potassium	KB2	96	0.28
Acide Borique	HBO3	26	0.08
Chlorure de xxxxxx	S2Cl2 24		0.07
Fluorure de sodium	NaF	3	0.01
Totale Générale		**34481**	**100**

Bien qu'a pu prouvér l'existence de 40 ions dans les eaux de mer, onze seulement de ces ions ont une concentration supérieure à 1/millions. Le tableau (5) montre la composition ionique d'un échantillon régulier d'eau de mer.

Tableau (2.5)

La composition ionique d'un échantillon régulier d'eau océanique:

ions positifs	(Cations)	1/million
sodium	Na+	10556
magnésium	Mg++	1272
Calcium	Ca++	400
Potassium	K+	380
	S2++	13
Totale des ions positifs		**12621**
Ions négatifs	**Cations**	**1/million**
chlorure	Cl-	8980
Sulfate	SO4--	2649
Bicarbonate	HCO3-	140
Fluor	F-	1,4
Bromure	Bru-	65
Total des ions négatifs		**21835,4**
Acide borique	H3BO3	26
Total Général		**34482,4**

En confirmant ce qui a été déjà annoncé, que les eaux de mer, malgré la différence de l'origine de leurs sources et la concentration totale de leurs sels, le pourcentage de la présence des ions dans ces eaux ne présente qu'une faible différence l'une de l'autre.

Les eaux peuvent être réparties selon le degré de leur salinité dans les classes suivantes:

Eau douce contenant 50 - 1500 fractions de million de sels dissous
Eau de salinité moyenne: 1500 - 25000 fraction de million
eau de mer: 25000 - 50000 fraction de million
Solution de sel plus de 50000 fractions de million

Les autre éléments en suspens et impuretés dans les eaux de mer. Les eaux de mer contiennent beaucoup de corpuscules vivants; certains ont une capacité nette de s'accoler et de se développer sur les surfaces qui limitent ces eaux et qui fait que ces surfaces deviennent rugueuses et réduit les canalisations ou les eaux coulent. Il y a aussi des éléments aquatiques qui ont la capacité de perforer le bois et le plastic et même le bétons armé. Il y a plusieurs moyens qu'on peut utiliser pour lutter, contre ces difficultés. Parmi ces moyens l'emploi de l'ion du cuivre Cu^{++}, et l'usage des enduits protecteurs contenant du cuivre ou autre produits venimeux qui empoisonnent ces petits corpuscules. L'usage de la cure de chlore, a dans ce domaine, un grand accès.

REFERENCES

1- Degramont, "Water Treatment Handbook". Fifth Edition, John Wiley & Sons, (1979).

2- The American Water Works Association, "Water Quality Treatment", Third Edition, (1971).

3- Hohnson, RW, "Water Quality Policies and Laws", Regional Symposium on Water Resources Policy in Agro-Socio-Economic Development, Rotterdam; Boston, (1987).

CHAPITRE III

DESSALEMENT A EFFET MULTIPLE

-Introduction

Il y a beaucoup de méthodes pour le dessalement de l'eau. Elles varient d'après leurs natures, leurs conditions d'opération et leur pertinences dans un domaine de concentration de sel.

D'après le principe de base, on peut classer les méthodes les plus appliquées en trois groupes principaux:
1- Procédés bases sur la variation de phase (de l'état) de débit d'alimentation de l'eau salée: par congélation ou évaporation (distillation).
2- Procédés bases sur l'utilisation de membranes de perméabilité particulière (sélective) comme l'électrodialyse et osmose réversible.
3- Procédés bases sur la liaison chimique, comme l'échange des ions, formation d'hydrate et l'extraction de solvant.

Tous ces procédés nécessitent de l'énergie pour leur application.
Cette énergie peut être obtenue de sources de puissance conventionnelle ou de sources renouvelables comme, l'énergies solaire, l' énergie éolienne, la combinaison des deux ou encore l'énergie de chaleur gaspillée.
En choisissant l'une de ces méthodes, on doit estimer l'énergie nécessaire en KWhr pour produire un m^3 d'eau dessalée.

Cette énergie dépend de plusieurs facteurs, par exemple, une estimation théorique pour le dessalement d'un mètre cube de l'eau de mer (35 grammes de sel/litre) donne une énergie égale a 0.7 KWhr. La valeur actuelle est beaucoup plus grande et peut être de l'ordre de 50 KWhr/m3.

La salinité de l'eau produite dépend énormément de la quantité de sel contenue dans l'eau a traiter. L'eau de mer est souvent l'eau a traiter qui contient environ 35 grammes de sels par litre. L'analyse de l'eau de mer est donnée dans la table suivante (table 1.)

Table (1)Analyse de l'eau de mer

Sodium Na	10.55 g/litre
Magnésium Mg	1.27
Calcium Ca	0.4
Potassium K	0.38
Chlore Cl	18.98
Sulfate SO_4	2.64
Bicarbonate	0.14

	34.36 g/l

2-Distillation

La distillation est considérée comme la méthode la plus ancienne et la plus commune pour l'obtention de l'eau pure de l'eau salée. L'eau salée est évaporée. Le vapeur est ainsi condensée et récupérée pour donner de l'eau pure, l'eau salée se concentre de plus en plus jusqu'à avoir un dépôt de sel.

En distillation on chauffe l'eau salée des qu'à l' ébullition, la vapeur est refroidie se condense et donne ainsi l'eau pure avec une concentration de sel très faible.

Ce processus de distillation nécessite des quantités d'énergie pour évaporer l'eau salée. Cette énergie est rejetée ensuite par la condensation de l'eau pure. Les processus de distillation les plus utilisées sont les suivants:

-Distillation singulière ou a single effet multiple.
-Distillation de type flash.
-Distillation par compression de vapeur

2.1 Distillation à simple effet (Single Effect)

La Fig (3-1) montre les principales étapes les de distillation à single effet.

Le liquide chauffée s'écoule a travers un tube plonge dans l'eau de mer dans chambre. L'eau salée va bouillir, et le vapeur obtenue est condensée sur un ensemble de tubes diriges vers la partie supérieure de l'unité, dans laquelle circule l'eau de mer froide. L'eau distillée écoulant sur le de tubes est collectée dans un plateau duquel, elle est extraite par une pompe. Une compensation de l'eau de mer d'une quantité supérieure à la production est introduite dans la chambre pendant que la pompe extrait une partie de l'eau pure de manière que la concentration de sel n'augmente pas beaucoup. Un éjecteur maintient le vide dans la chambre.

La distillation à effet multiples se sert de la chaleur rejetée lors de la condensation de vapeur dans un effet pour augmenter la température de l'eau d'alimentation de l'effet suivant. Dans le deuxième effet, l'eau salée est chauffée par le vapeur produite par le premier effet et ainsi de suite.

L'énergie globale nécessaire pour un Kg d'eau produite est inférieure dans le cas de distillation à effets multiples. (Voir Figs. 2 et 3).

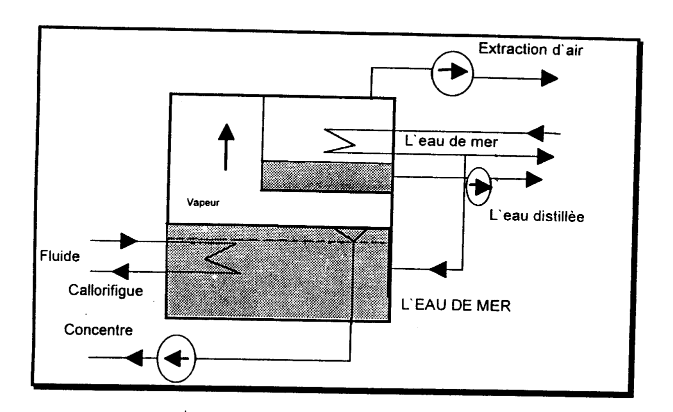


Fig. (3-1) Unite de distillation a single effet

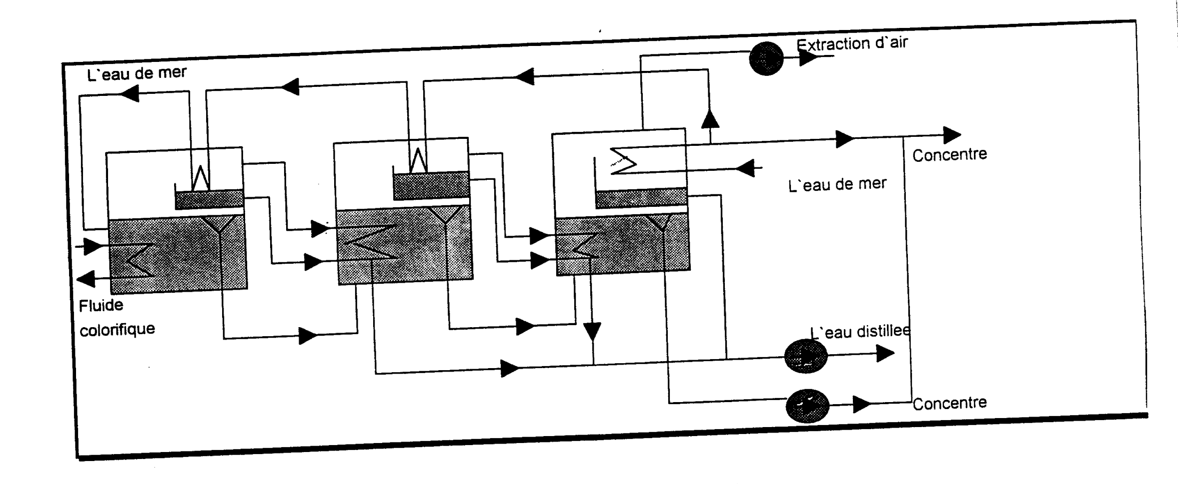


Fig. (3-2) Unite de distillation a effet multiples

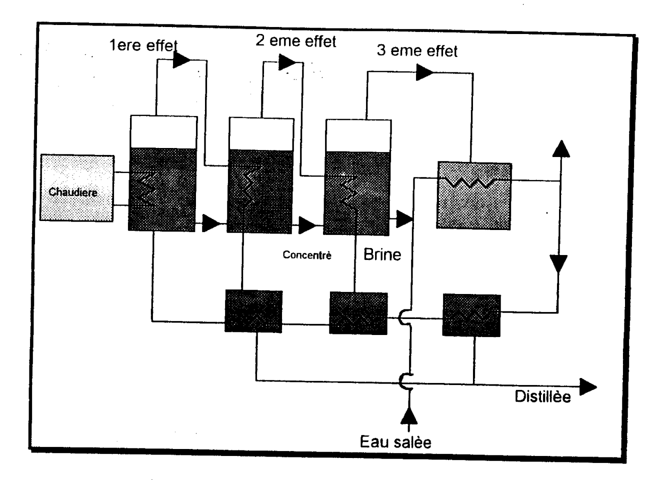


Fig. (3.3) Unite de distillation a effet multiples

3-Analyses thermique de la distillation à single effet

On montre dans la figure (4) le schème de principe du procédé de distillation à single effet.

L'eau de mer est bouillie dans un récipient en utilisant une vapeur comme moyen de chauffage. Le vapeur est condensée la chaleur dégagée par condensation sert à chauffer l'eau de mer, dont une partie constitue l'alimentation de l'installation.

Les températures utilisées sont définie ultérieurement sur la figure.

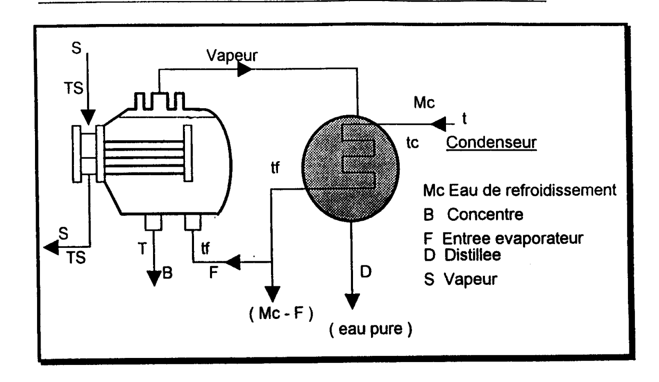


Fig. (3-4) Installation d'un single effet avec le condenseur

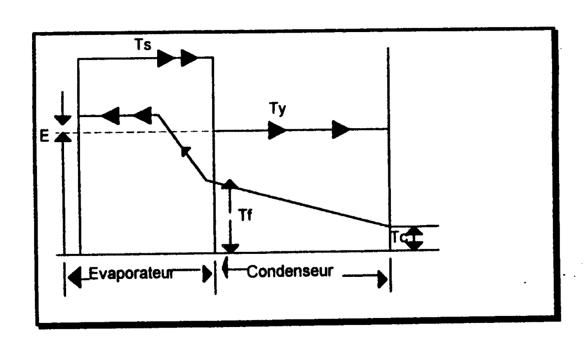


Fig. (3-5) Le profil de température dans une installation a single effet avec son condenseur

3.1 Analyse thermodynamique:

-Conservation de matière

$$F = D + B \quad (1)$$

-Conservation de chaleur

$$SL_s = F\,C_f(T - t_f) + D\,L_d \quad (2)$$

$$DL_d = M_c C_c\,(t_f - t_c) \quad (3)$$

$$SL_s = D\,\{L_d + Cd\,(T_v - t_f)\} + B\,C_b\,(T - t_f) \quad (4)$$

$$T_v = T - \varepsilon \quad (5)$$

ou

ε = perte de température due à l'élévation du point d'ébullition.
F = le débit d'alimentation
D = débit de production
S = débit de vapeur d'alimentation
L = chaleur latente
C = chaleur spécifique

3.2 Le rapport de performance, RP

$$RP = \frac{D \times 2.33 \times 10^3}{SL_s} \quad (6)$$

$$= \frac{2.33 \times 10^3}{L + C(T_v - t_f) + \frac{B}{D} \times C(T - t_f)} \quad (7)$$

Il est important de signaler que dans ce système simple, la proposition qu'à été faite pour installer des échangeurs de chaleur liquide/liquide pour recouvrir la chaleur de l'eau salée et l'eau distillée sortante est inutile.

Le principe essentiel est que la vapeur produite doit être condensée. N'importe quelle récupération de l'eau salée ou distillée peut être seulement utilisée pour chauffer l'eau d'alimentation.

Donc, avec une évaporation dans un seul effet, le rapport de performance ne peut être supérieur à ce lui donne par l'équation (7). Cette équation montre que si l'évaporation est conduite avec une pression proche de la pression atmosphérique, (L est de l'ordre de 2330 KJ/kg), le rapport de performance ne peut pas être supérieur a l'unité avec évaporation a single effet.

Dans l'autre terme du dénominateur, Tv-Tf est la différence de température finale conçue pour l'échangeur de chaleur dont elle sera de l'ordre de 5 c. Le rapport B/D est souvent au moins égale a un, ceci permet d'avoir une

concentration de sel qui n'augmente pas plus que le double de la valeur de la concentration de l' eau de mer.

L'equation (7) révèle l'origine de cette proposition de réduction du coût de distillation par l'utilisation de l'évaporation à effet single, elle est semble critique a haute pression.

Cependant, un examen plus approfondi de équation (7) laisse un doute considérable sur l'utilité de cette proposition. Le terme ε, faible a la pression atmosphérique, peut devenir très considérable à haute pression. Ceci est facilement explique, si on considère la thermodynamique des solutions diluées. on a;

$$\varepsilon = \frac{X R_g T_v^2}{L} \qquad (8)$$

Avec X est la concentration massique, Rg est la constant des gaz T_V est la température absolue du point d'ébullition du liquide pure. Quand L diminué avec l'augmentation de température et la pression, ε augmente. Il est facile de montrer que le dénominateur de l' équation (7) possède un valeur minimale, si on considère un intervalle ou L est approximativement constante, on peut écrire:

$$C \frac{B}{D} \times \frac{R_g T_v^2}{L^2} = 1$$

On considère maintenant le cas ou B/D = 1, c'est dire que la concentration de l'eau salée est double par rapport à sa concentration originale, dans ce cas X= 0.07 et c= 4.18 Kgj / Kg k. , R_g = 0.46 Kj/Kg k, on obtient T_V /L = 2,725 K Kg/ Kj, Cette condition ne pourra être réalisée que près du point critique à t_d = 371, nous avons L= 401, Kj/Kg donc t_d /L = 1,6 K Kg/Kj

Ce ci montre que l' hypothèse de t_d constante est une assez bonne approximation. La valeur de L = 238 Kj/Kg est une valeur minimale du dénominateur de l' équation (8). Ce ci montre qu' a t_d =373 °C est la condition idéal dont la pression de saturation de l' eau pure = 216 bar, cette valeur correspond a la condition limite minimale du dénominateur de l' équation (8). Si on néglige le second terme, et on substitut pour le troisième terme en utilisant l' équation (8), (9), on peut remarquer que le dénominateur devient 2L , c'est a dire 475,32 Kj/Kg. On peut ensile déduire que RP (rapport de performance) et égal à 5, 5 la pression critique d'une distillateur à single effet ne peut pas donner R plus que 5.

En réalité il y a d'autres corrections à faire parce qu'à la température indiquée, C'est loin de 4,18 Kg/Kg K. Il est approximativement trois fois cette vapeur. Le résultat de cette correction est de réduire la température au minimum de 371 C , d' ou L =396 Kj Kg. Donc 2L= 792 Kj/Kg. En réalité, la meilleure valeur de RP par cette méthode ne peut pas dépasser 3.

Bien que la thermodynamique des solution diluées et la théorie des gaz parfaits ne s'appliquent pas exactement à notre système. L'ordre de grandeur et la nature générale de variation de ε pourront être acceptes, donc on peut conclure qu'il n'est pas possible avec un seul effet d' évaporation d'avoir RP supérieure à la valeur de 3. et même la valeur pratique convenable est de l'ordre de 1.

3.3- Analyse de transfert de chaleur

Deux types de surface doivent être pourvues. Leur charges et différences de températures peuvent être spécifiées comme il est montre dans la Table(2)

Table (2)

Fonction	Surface	Charge thermique	la différence de température effective	le symbole de transfert de chaleur global
Evaporation	A_e	S/L_s	T_s-T	U_e
Condensation	A_c	DL_d	[illegible]	U_c

Maintenant si la conception du condenseur est supposée puventtre une chute de pression négligeable du cote de la vapeur, nous avons Tv =td. Donc
-Pour l'évaporateur;

$$A_e = \frac{2.33 \times 10^3 D}{U_e RP(T_s - T)}$$

$$A_e = \frac{2.33 \times 10^3 D}{U_e RP(T_s - T_v - \varepsilon)} \qquad (10)$$

et pour le condensateur;

$$A_c = [\frac{2.33 \times 10^3 D}{RP} - C(T_v - t_f)(D + B) - CB\varepsilon] x \ln \frac{(T_v - t_c)/(T_v - T_f)}{U_c(t_f - t_c)} \qquad (11)$$

Pour l'analyse de conception de surface du condensateur, il est souvent convenable d'utiliser la différence de température moyenne logarithmique dans la forme développée donnée par la relation suivante;

$$\Theta = \frac{(T_v - t_f) - (T_v - t_c)}{\ln(\frac{T_v - t_f}{T_v - t_c})} = \frac{T_v - t_c}{1 + \frac{1}{2}k + \frac{1}{3}k^2 + \ldots} \qquad (12)$$

La surface totale est donnée par,

$$\frac{A_t}{D} = \frac{A_e}{D} + \frac{A_c}{D} \qquad (13)$$

ou;
k = l'efficacité du condenseur = $(t_f - t_c)/(T_v - t_c)$
U=coefficient de chaleur globale en W/m^2 C
A=Surface de transfert de chaleur, m^2
LMTD =la différence de température moyenne logarithmique
les sous indices;
e = évaporateur
c = condensateur
t = totale
Donc Θ est exprime en terme da la différence de température maximale entre la vapeur à T_v et l'eau de refroidissement introduite à t_c et du rapport k dont l'élévation maximum de la température de l'eau de refroidissement peut supporter.
En substituant l'équation (11) dans l'équation (12) et en négligeant les termes autres que 2.33×10^3 D/ RP (car RP est petit dans ce cas), on obtient pour la surface totale d'échauffement nécessaire par unité de taux de produit distille.

$$\frac{A_t}{D} = \frac{2.33\times10^3}{RP}\left[\frac{1}{U_e(T_s - T_v - \varepsilon)} + \frac{1 + \frac{1}{2}k + \frac{1}{3}k^2 + \ldots}{U_c(T_v - t_c)}\right] \qquad (14)$$

il est clair qu'il existe un choix optimum de température opérationnelle d'évaporation T_i entre la température de vapeur et la température de l'eau de mer t_C.
Quand on envisage ce point par la dérivation, en traitant k comme une constante qui peut être fixée par le concepteur, on trouve que la valeur optimale de T_V est donnée par;

$$T_v^* = \frac{t_c + a^2(T_s - \varepsilon)}{1 + a^2} \qquad (15)$$

ou $a = f(k)U_e/U_c$ and $f(k) = 1 + \frac{1}{2}k + \frac{1}{3}k^2 + \frac{1}{4}k^3 + \ldots$

et la surface totale minimale correspondante sera égale à;

$$\frac{A_t^*}{D} = \frac{2.33\times10^3}{Rp(T_s - \varepsilon - t_c)}\left[\frac{1}{U_e^{\frac{1}{2}}} + \left(\frac{f(k)}{U_c}\right)^{\frac{1}{2}}\right]^2 \qquad (16)$$

4-Distillation à effets multiples

4.1 Analyse thermique du tube submergé de distillation à effet multiple

Dans cette section, on va discuter le cas ou on à une série de récipients couvrant le domaine d'opération d'une installation.

La chaleur latente d'évaporation est donc différente d'un effet à l'autre. Cependant, pour la simplicité et le raisonnement analytique, on va supposer constante la chaleur latente.

Le de variation de température dans une installation actuelle est de 40° a 120 °C pour lequel L varie de 2410 a 2210 KG/kg.

Le principe de base pour l'amélioration du rapport de performance RP par rapport à single effet est montré dans la Figure (6).

Ici, plusieurs récipients sont placés en séries. Le premier qui se trouve du cote gauche de la figure correspond exactement au récipient montre dans la Fig.(4) dans laquelle l'alimentation entre après le passage, avec l'eau circule, a travers le condensateur terminal, et encore dans cette vapeur, l'échauffement est fournie à ce récipient à des valeurs basses de températures et de pressions.

Cependant, la vapeur bouillante n'est pas condensée par l'eau qui circule, mais elle est condensée par son utilisation pour évaporer la vapeur de l'eau salée du deuxième récipient.
Ce processus se répété en série à travers la chaîne.
Il est courant d'appeler chaque récipient un "effet" ou une "action", par conséquent nous avons une distillation à effets multiples, chaque effet aura une pression et une température qui lui sont propre .

La vapeur produite par l'effet final est condensée par un courant d'eau qui circule.
La Fig. (6) représente un autre moyen non sophistiqué de distillation à effets multiples parce que l'irréversibilité thermodynamique associée à l'alimentation relativement froide (tp) entrant dans le récipient ayant la plus haute température.
L' alternative la plus simple est d' alimenter le haut du récipient au lieu du chainage de l'eau salée, comme le montre la Figure (6), il a l'inconvenant de donner la plus haute concentration de sel à la température la plus haute et en donnant l'eau salée rejetée a une température haute. Donc, il nécessite un échangeur liquide/liquide pour être économique.
La méthode optimale pour ce système est montrée dans la Figure (6).

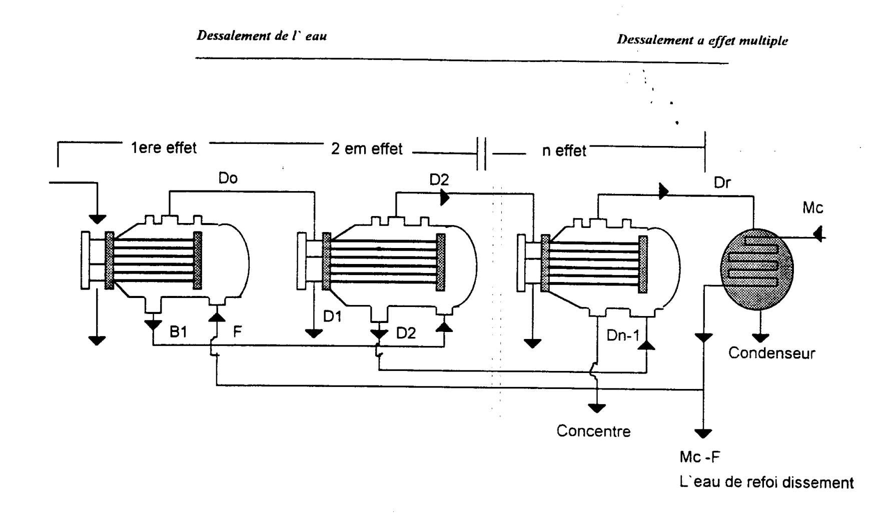


Fig. (6) Installation pour la distillation à effets multiples

4.2Les évaporateurs a couche horizontale descendante

Dans cette conception, l'eau salée est distribuée comme une couche très mince sur l'extérieure d'un tube horizontal, la vapeur d'échauffement est condensée à l'intérieur de tubes.

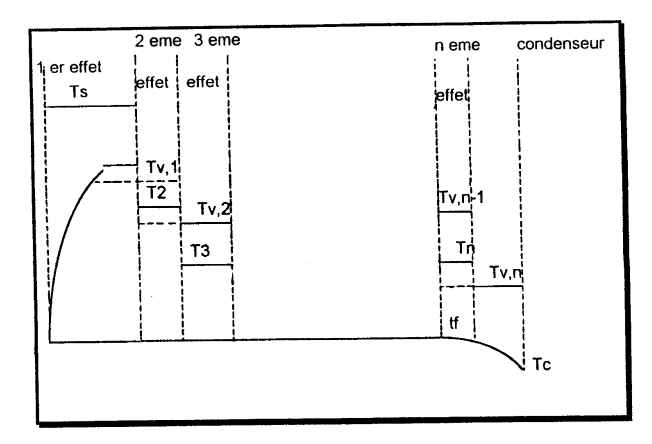


Fig. (3-7) Profil de température dans une usine de dessalement à effets multiples.

Cette conception a quelques avantages pratiques:
-Des taux élevés de transfert de chaleur sont atteints particulièrement à basse température d'opération.
Les gaz non condenses sont dérivés positivement et en une direction unique en dehors de la zone de transfert de chaleur.
On peut visualiser facilement l'inspection de la formation d'écailles.
Le problème d'entraînement est minimisé.
-Très stable quand on opère à charge réduite.
-La réponse aux variations des conditions terminales est très basse, car, il n'y a pas de suppression d'évaporation due au potentiel hydrostatique dans le liquide.

-Haute capacité d'opération fiable sous les conditions d'écaillage.

Fig. (8) montre les profils de température dans une installation de distillation à effets multiples.

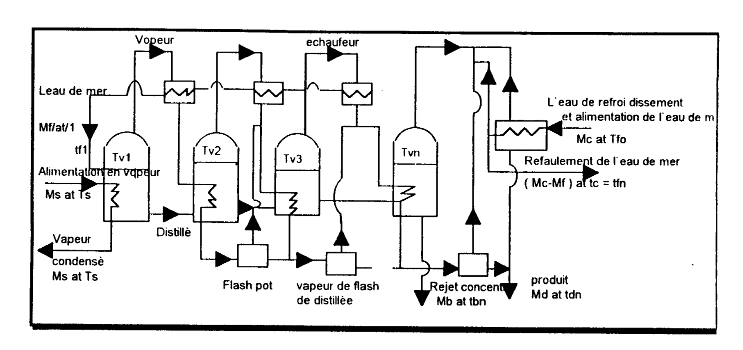


Fig. (3-8) les profils de température dans une installation de distillation à effets multiples.

On va voir que l'irréversibilité est réduite par l'utilisation d'une partie de la chaleur de la condensation de la vapeur de chaque effet pour préchauffer l'alimentation. Nous allons étudier le système à effets multiples, avec référence de ces formes les plus développées comme le montre la Figure(9).
Ici la vapeur due a la distillation est fournie avec pots de flashes entre chaque effet de telle sorte que la chaleur disponible due à la chute de température de distillation peut être utilisée dans sa meilleur forme. (Evidement il le peut être utilisée dans un échangeur de chaleur de type liquide/liquide mais avec un rendement de transfert de chaleur plus fable). La descente en cascade de l'eau salée produit une fraction de vapeur par le flash dans chaque effet.
Donc, les vapeurs produites à l'issu de chaque effet ne sont pas toutes obtenues par ébullition actuelle, ni par les préchauffeurs. La vapeur est condensée en donnant de la chaleur.

Puisque le dessalement cumulatif et l'eau salée constitue la quantité constante Mt, la quantité totale de vapeur flash de deux sources est proportionnelle seulement à la chute de température entre effets. Donc la condensation de cette quantité de vapeur peut donner une chaleur suffisante pour donner à une alimentation de débit F une augmentation de température égale à la chute de température entre effets.

En maintenant l'optimisation de surface discutée précédemment dans le cas de single effets, on peut supposer qu`ayant des coefficients de transfert de chaleur uniforme, une conception optimale aura lieu quand la différence de température effective est régulièrement repartie entre effets, cependant, ceci ne peut pas être rigoureusement prouvé.

Donc les préchauffeurs doivent être conçus pour donner une hausse de température égale à la chute de température entre effets.

On retient des remarques précédentes que la quantité de vapeur condensée dans le préchauffeur est donc bien conçue si elle est égale à la quantité de vapeur produite par flash de la distillation cumulative. C"est à dire que le préchauffent est effectivement le même comme si nous avions un échangeur de chaleur simple avec un débit de rattrapage. Chaque F en mouvement dans la direction opposée, avec une partie de chaleur entrante dans le premier effet donne la différence de température nécessaire.

Puisque ceci est appliqué pour chaque préchauffeur, on peut donc, avec une bonne approximation, discuter la situation de l' hypothèse selon laquelle la quantité d'évaporation (et la quantité de condensation correspondante) dans chaque effet sont égales.

Cependant, ce n'est pas tout à fait courant; ceci est du a la variation de la chaleur latente. Il est suffisant pour une analyse générale de faire cette hypothèse (mais en conception pratique, on ne peut plus faire cette hypothèse)

La variation de la chaleur latente décale l'optimal un petit peu de la spécification de températures égales. Donc, on peut dire que la quantité de distillation $D(1 - \ell)$ qui se produit par une ébullition actuelle $D(1 - \ell)/n$ est obtenue en chaque effet, si on a n effets.

La quantité ℓD est obtenue par flash et il est important de ne pas confondre ceci avec la quantité totale de vapeur condensée dans les préchauffeurs.

Le flash de chaque distillateur est utile pour donner une contribution de chaleur, mais il ne donne pas de contribution au nouveau distillateur.

Donc, on doit calculer D comme suit

On note $y = t_{br} - t_{b(r+1)}$, l'intervalle entre deux effets de chute égale de température.

La quantité de l'eau salée qui, l`écoule de E_1 a E_2 est égale à :

$$F - [D(1 - \ell)]/n$$

et le flash résultant est donc;

$$C\,y/L\,[F - D(1 - \ell)/n]$$

Donc, la quantité de l'eau salée passante de E2 a E3 est;

$$F - \frac{2D(1 - \ell)}{n} - \frac{Cy}{L}\left[F - \frac{D(1 - \ell)}{n}\right]$$

et le flash sortant sera multiplie encore par CY/L.
On remarque que CY/L est très petit et par conséquent on peut négliger les termes du deuxième ordre quand on fait la somme à une valeur définie de n. Donc la série devient,

$$\ell D = \sum_{1}^{n-1} \frac{Cy}{L} F - \sum_{1}^{n-1} \frac{Cy}{L} \frac{D(1-\ell)}{n} r$$

$$\ell D = \frac{Cy}{L} F(n-1) - \frac{Cy}{L} D(1-\ell) \frac{n-1}{2} \qquad (17)$$

Donc;

$$1-\ell = 1 - \frac{Cy}{L}\frac{F}{D}(n-1) + \frac{Cy}{L}(1-\ell)\frac{n-1}{2}$$

et

$$1-\ell = [1 - \frac{Cy}{L}\frac{F}{D}(n-1)][1 - \frac{Cy}{L}\frac{n-1}{2}]^{-1}$$

En negligeant les termes de deuxieme ordre;

$$1-\ell = 1 - \frac{Cy}{L}\frac{F}{D}(n-1) + \frac{Cy}{L}\frac{n-1}{2} \qquad (18)$$

Donc

$$\frac{D(1-\ell)L}{n} = \frac{DL}{n} - Cy\frac{F}{D}\frac{n-1}{n} + CDy\frac{n-1}{2n} \qquad (19)$$

En remplaçant la moyenne L par la valeur finale du distillateur comme une approximation, on trouve que la charge thermique dans chaque surface d'évaporateur d'échauffement est donnée par;

$$D(1-\ell)L/n$$

qui est aussi la charge thermique dans le condenseur final dont une partie est récupérée en augmentant la température de l'alimentation comme une partie de l'eau qui circule à la valeur t_c.
Donc, la chaleur rejetée vers a l'eau qui circule est;

$$D(1-\ell)L/n - FC(t_{fn} - t_c)$$

Si on ajoute à cette valeur l'entropie rejetée de l'eau salée finale à T_n et l'eau distillée à T_{vn}, on obtient l'injection totale de chaleur et par conséquent l'entrée totale qui est par définition;

$$2.33 \times 10^3 D/RP$$

Donc

$$\frac{2.33\times10^3 D}{RP} = \frac{D(1-1)L}{n} - (B-D)C(t_{fn}-t_c) + BC(T_n - T_c) + DC(T_{un} - t_c) \qquad (20)$$

En remplaçant le premier terme du deuxième membre de l'équation (2) en utilisant l'équation (19) on obtient;

$$\frac{2.33\times10^3}{RP} D = D[\frac{L}{n} + C(t_{vn} - t_c) - \frac{n-1}{n}Cy + \frac{n-1}{2n}Cy + C(t_{fn} - t_c)] + B[C(T_n - t_c) - \frac{n-1}{n}Cy - C(t_{fn} - t_c)]$$

Maintenant, on peut supposer que, par optimisation T_{un} - T_c c'est a dire l'intervalle de température entre l'effet final et la température de base doit être égale à y (comme c'était effectivement dans le cas single effet).
Donc, on obtient finalement en traitant toutes les chaleurs spécifiques supposées égalés à S_d et en utilisant;

$$T_n = T_{un} + \varepsilon_n$$

$$\frac{2.33\times10^3}{RP} = \frac{L}{n} + C[\frac{T_{vn} - t_c}{n} - (t_{fn} - t_c)](1 + \frac{B}{D}) + C\frac{B}{D}\varepsilon_n + C(T_{un} - t_c)\frac{n-1}{2n}$$

Il y a deux points fondamentaux à noter sur l'équation (21).
Tout d'abord puisque le premier terme dans le deuxième membre dépasse énormément les autre termes, on a nécessairement 1000/R est de l'ordre de grandeur de L/n et donc R est de l'ordre de grandeur de n.
Comme on peut intuitivement estimer trois effets vont donner un rapport de performance de 3.
Deuxièmement, puisque n est un entier plus grand de l'unité, il y a une possibilité d'avoir k plus grand que 1/n.
En effet, il va être automatiquement plus grand que 1/n si on n'utilise pas une puissance de pompage excessive pour la circulation successive de l'eau a

travers le dernier condenseur et aussi de même ordre de grandeur, $2.33x103/R_p$ sera plus petit que L/n.

4.2 Analyse de transfert de chaleur de distillation **submergée aux effets multiples**

On a supposé que la division de température est approximativement donnée par;

$T_s - T_{v1} + T_v - T_{v2} = T_{v2} - T_{v3} = T_{vr-1} - T_{vr} = T_{vn} - t_{f0} = y$

Donc

$$y = T_n - t_{f0}/n+1 \qquad (22)$$

c'est a dire, y est le domaine total entre la température d'évaporateur et la température de l'eau de mer divisée par n+1.

La différence de température pour la surface evaporatrice dans le r ieme effet est;

$$T_{vr-1} - t_{br} = T_{vr-1} - (T_{vr} + \Delta t_{xr}) \qquad (23)$$
$$= y - \Delta t_{xr}$$

La différence de température pour le r ieme préchauffeur, i. e le préchauffeur entre le r ieme et le (r+1) ieme effet est

$$\theta_r = \frac{t_{fr} - t_{fr+1}}{\ln[(T_{vr} - t_{fr+1})/(T_{vr} - t_{fr})]}$$

mais pour notre conception optimale $(t_{fr} - t_{fr+1}) = y$. Donc

$$\theta_r = \frac{y}{\ln[(T_{vr} - t_{fr+1})/(T_{vr} - t_{fr})]}$$

$$\theta_r = \frac{t_{fr} - t_{fr+1}}{\ln[(T_{vr} - t_{fr} + y)/(T_{vr} - t_{fr})]}$$

Maintenant $t_{fn} - t_{f0} = k(t_{dn} - t_{f0}) = k(T_{vn} - t_{f0})$
$= ky$

Donc

$t_{f(n-1)} - t_{f0} = (1+k)y$

$t_{f(n-2)} - t_{f0} = (2+k)y$, ainsi de suite

et

$t_{fr} - t_{f0} = (n-r+k)y$,

$T_{vr} - t_{f0} = (n+1-r)y$.

Donc

$T_{vr} - t_{fr} = (1 - k)y$

et

$$\theta_r = \frac{y}{\ln[(2-k)y/(1-k)y]} = \frac{y}{\ln[(2-k)/(1-k)]} \quad (24)$$

La charge thermique sur chaque préchauffeur est FCY. Donc la surface totale de condensation nécessaire dans tous les préchauffeurs est;

$$A_{\text{Prechauffeur}} = \frac{(n-1)FC}{U} \ln\frac{(2-k)}{(1-k)} \quad (25)$$

En utilisant notre définition précédente de l, la quantité évaporée dans le r ieme effet, sans le premier, est donnée par;

$$\frac{D(1-1)L}{n} \cong \frac{DL}{n} - F(\frac{n-1}{n})Cy$$

Si on néglige la variation de ε_r et on utilise une moyenne la différence de température à travers la surface dans chaque effet est y - ε.
donc, nous avons pour la surface totale une évaporation dans tous les effets sauf le prier;

$$A_\varepsilon = \frac{1}{U_\varepsilon}[\frac{(n-1)DL}{n(y-\varepsilon)} - F\frac{(n-1)}{n}C\frac{y}{y-\varepsilon}] \quad (26)$$

La quantité évaporée dans le premier effet est 2.33×10^3 D/RP.
Ou $t_0 = t_{fn}$ et en utilisant l'équation (21) on trouve que;

$$\frac{2.33 \times 10^3 D}{RP} = \frac{DL}{n} + FCy(\frac{1}{n} - k) + BC\varepsilon + DCy(\frac{n-1}{n})$$

Donc, la surface de chauffage nécessaire dans le premier effet;

$$A_1 = \frac{1}{U_e}\left[\frac{DL}{n(y-\varepsilon)} + FC\frac{\left[\left(\frac{1}{n}\right)-k\right]y}{y-\varepsilon} + \frac{BC\varepsilon}{y-\varepsilon} + DCy\frac{n-1}{2n(y-\varepsilon)}\right] \quad (27)$$

$$A_1 = \frac{1}{U_e}\left[\frac{DL}{n(y-\varepsilon)} + FC\frac{\left[(1/n)-k\right]y}{y-\varepsilon} + \frac{FC\varepsilon}{y-\varepsilon} + \frac{D\varepsilon}{y-\varepsilon}\left(\frac{(n-1)y}{2n}-\varepsilon\right)\right]$$

Donc la surface totale de chauffage necessaire dans le premier effet est

$$A_1 + A_c = \frac{1}{U_e}\left[\frac{DL}{y-\varepsilon} - (n-2)FC\frac{y}{y-\varepsilon} + \frac{FC\varepsilon}{y-\varepsilon} - \frac{DC}{y-\varepsilon}\left\{\frac{(n-1)}{2n}y-\varepsilon\right\} - \frac{kFCy}{y-\varepsilon}\right] \quad (28)$$

Finalement, la condensation finale à une différence de température moyenne;

$$\frac{t_{fn}-t_c}{\ln(T_{vn}-t_c)/(T_{vn}-t_{fn})} = \frac{ky}{\ln[y/(1-k)y]}$$

et une charge thermique de

$$\frac{D(1-1)L}{n} = \frac{DL}{n} - F\left(\frac{n-1}{n}\right)Cy$$

Donc la surface de condensation nécessaire est

$$A_c = \frac{1}{U_c}\left[\frac{DL}{ny}f(k) - f\frac{n-1}{n}cf(k)\right]$$

Donc la surface de transfert de chaleur totale nécessaire par une unite de débit de produit est;

$$\frac{A_T}{D} = \frac{A_{prechaauffeur} + A_c + A_1 + A_c}{D}$$

$$\frac{A_T}{D} = \frac{1}{U_c}\left[\frac{L}{y-\varepsilon} - (n-2)\frac{FC}{Dy}\frac{y}{y-\varepsilon} + \frac{FC\varepsilon}{D(y-\varepsilon)} + \frac{C}{y-\varepsilon}\left(\frac{n-1}{2n}y-\varepsilon\right) - \frac{kFCy}{D(y-\varepsilon)}\right] + \frac{1}{U_c}\left[Lf(k)/ny + (n-1)\frac{F}{D}C\ln\left(\frac{2-k}{1-k}\right) - \frac{F}{D}C\left(\frac{n-1}{n}\right)f(k)\right] \quad (29)$$

Ceci a été optimisé approximativement par une division égale de température et c'est inélégant de faire des autres analyses générales.
On a $y = (T_S - t_C)/n+1$
On peut écrire une équation approximative en utilisant les termes principaux, c'est a dire ceux qui contiennent la chaleur latente.

$$\frac{A_T}{D} = \frac{1}{U_c}(n+1)\frac{L}{T_s-t_c} + \frac{L}{U_c(T_s-T_c)}\frac{n+1}{n}f(k)$$

$$\approx \frac{L}{T_s - t_C}\left[\frac{n+1}{U_e} + \frac{n+1}{n}\frac{f(k)}{U_c}\right]$$

Maintenant $\frac{2.33 \times 10^3}{(PR)} = \frac{L}{n}$.donc

$$\frac{A_T}{D} = \frac{2.33 \times 10^3}{(PR)(T_s - t_c)}\left[\frac{n(n+1)}{U_e} + (n+1)\frac{f(k)}{U_c}\right] \qquad (30)$$

En bref, puisque RP=n, la surface nécessaire dans le cas du système aux effets multiples est de l'ordre de grandeur de n fois celle nécessaire dans le cas du système à effet single.
Le concepteur doit faire les calculs détaillés pour n'importe quel cas donné. Ceci est la seule conclusion générale à tirer.
Loin des limitation thermodynamiques affectant le système aux effets multiples qui sera discuté plus tard. Tout d'abord RP est li`à n, c'est a dire le choix de RP ne peut pas se faire indépendamment de n, mais lie au premier point, on ne peut pas augmenter l'efficacité de la deuxième surface d'utilisation, c'est a dire pour obtenir RP=n, on doit pratiquement, construire n effets, chacun avec le plus de surface possible pour obtenir la même quantité totale du produit avec RP=1.
Troisièmement, le critère économique nécessite l'installation du préchauffage et l'ingénierie du système avec un ensemble de différentes surfaces de condensation, et d'évaporation est sel conçue.

5-Evaporateurs aux effets multiples avec une couche descendante du tuyau verticale

5.1 L'installation

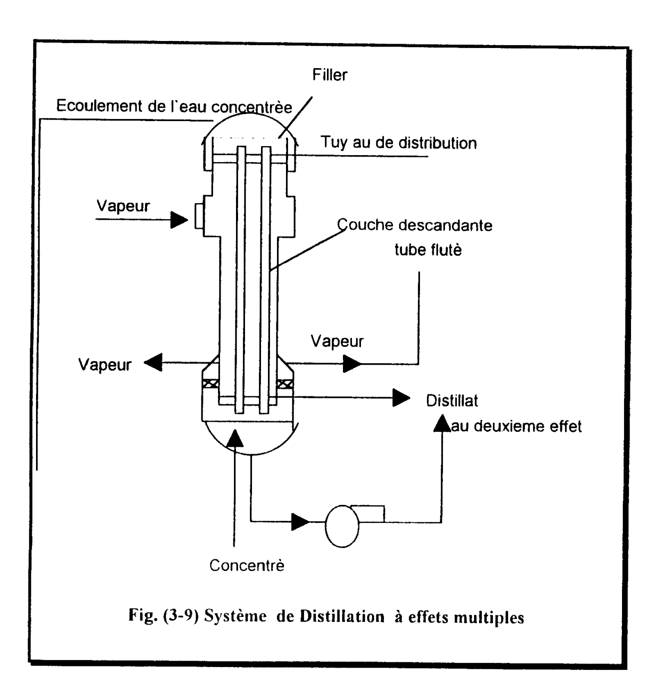


Fig. (3-9) Système de Distillation à effets multiples

5.2-La couche descendante du tuyau verticale

La différence principale entre cette conception et celle du tuyau droit à couche montante, réside dans la manière ou l'eau salée est distribuée a l'intérieur de l'évaporateur.
Ici, l'eau s'écoule dans une forme de couche mince à l'intérieur des tuyaux de transfert de chaleur. Ceci est principalement pour vaincre le refroidissement partiel cause par l'effet du potentiel hydrostatique.
Le rapport de circulation de l'eau salée est petit compare à ce lui du MSF qui réduit les coûts de retraitement. Ces opérations de maintenance sont très flexibles, parce que n'importe quel nombre d'étapes peut être couplé d'opération à travers
une installation secondaire de puissance. Ceci est très important quand il sera couplé avec une installation de puissance avec une charge variable.
Les avantages de couche descendante verticale comparée au tuyau droit sont:-
-Un taux supérieur de transfert de chaleur.
-Les caractéristiques de haute stabilité d'opération et la variation de charge sont meilleurs parce qu'il n'y a pas de différence de température minimale pour mettre en marche l'évaporateur.
-Une chute de pression plus basse à l'intérieur des tuyaux de transfert de chaleur.
-Ne demande pas une différence de température élevée pour affecter l'écoulement de liquide, puisque le fluide s'écoule sous l'effet de gravite.

Le défaut principal de ce procédé est la puissance élevée de pompage nécessaire et les problèmes associés au distributeur installé au sommet des tuyaux pour avoir une couche uniforme de distribution.

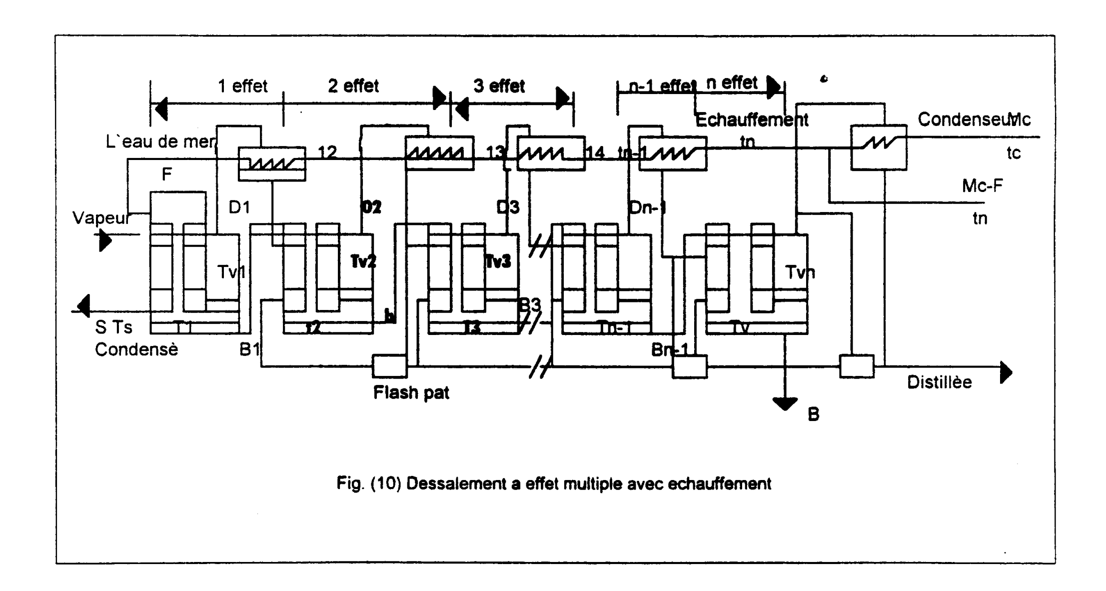


Fig. (10) Dessalement a effet multiple avec echauffement

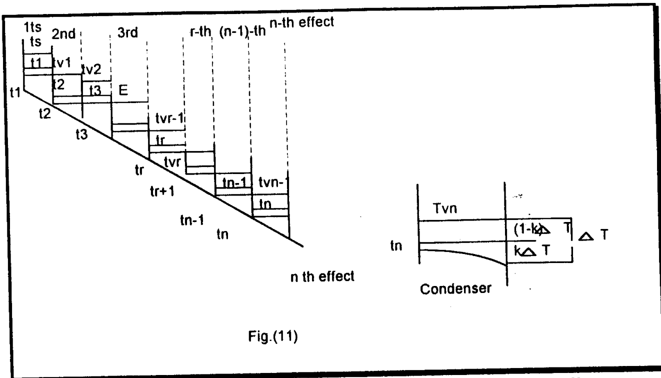


Fig. (11) Profil de température dans une unité de dessalement à effets multiples

Systèmes d'alimentation

. Alimentation en avant.

. Alimentation en aval

3-5.3- Analyse Thermique

A. Hypothèses

a) La différence de température de vapeur entre deux effets est la même,

$$T_s - T_{v1} = T_{v1} - T_{v2} = - - - - = \Delta T$$

b)Même perte de température due à l'élévation du point d'ébullition dans tous les effets ($=\varepsilon$).

c)La hausse de température dans les chauffeurs d'alimentation est la même que la chute de température entre effets, $\Delta t = \Delta T$.

d)Les valeurs moyennes des chaleurs latente et spécifique doivent être utilisées.

e)L'eau distillée obtenue par ébullition dans chaque effet (sauf le premier) est la même et égale à ℓD.

B. Le rapport entre le débit d'alimentation et l'eau distillée

$$B_r = F(1-y)^{r-1} D[1-(1-y)^r]/y$$

$$F/D = 1/[1-(1-y)^n] - 1/y$$

C. Rapport de performance

$$1/RP = F/D[y + C/L(T_1 - t_1)] + 1$$

For $F/D=2$, il devient;

$$1/RP = 2C/L(T_1 - t_1) + y/[1-(1-y)n]$$

$$= 2C/L(T_1 - t_1) + 1/n \text{ puisque } y \ll 1$$

-Conclusion:

. RP est directement lie à n

. $RP < n$

3-5.4-La surface de transfert de chaleur

Générale: Charge thermique =UA (LMTD)

Surface du premier évaporateur: $A_{1,e}/D = L/\{U_e(\Delta T-\varepsilon)\}[1+F/D\ y(2-k)]$

Surface du r ieme évaporateur: $A_{r,e}/D = L/\{U_e(\Delta T-\varepsilon)\} x l$

Surface de tous les évaporateurs: $A_e/D = A_{1,e}/D + (n-1) x A_{r,e}/D$

Surface de condensation: $A_c/D = L/U_c \Delta T \times 1/k \times \ln(1/1-k)$

Surface d'un préchauffeur: $A_p/D = L/U_p \Delta T \times y\ F/D\ \ln(2-k/1-k)$

Surface totale de l'installation: $A_t/D = A_e/D + A_c/D + (n-1)A_p/D$

les sous indices:

e = évaporateur

c = condensateur

p = préchauffeur

t = totale

5.5 Nombre des effets

-Le nombre des effets est lie directement au rapport de performance

-Une comparaison entre les coûts fixes et les coûts d'utilisation doivent se faire pour déterminer le nombre optimal d'effets.

-Pour le même rapport de performance, le nombre des effets dans le cas de MED est inférieur au nombre des étapes en cas de MSFD.

5.6 l'installation des effets et leur constitution

A. Couche singulière pour chaque effet.

-Coût élève

-Chute de pression élevée

B. Coquille Singulière pour tous les effets sauf le premier

-Minimisation de connexion des tuyaux

-Coût réduit d'équipement

-Minimisation d'isolation nécessaire

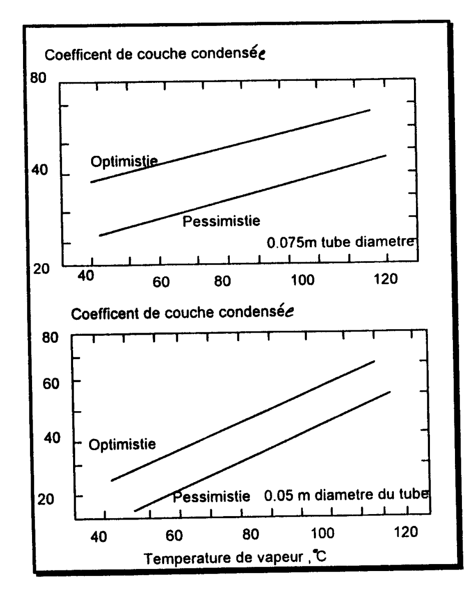


Fig. (12) Récipient d'évaporation à effets multiples horizontale et modulaire

5.7 Coefficient de transfert de chaleur globale

-il n'a y pas de données suffisantes disponibles des installation en opération.

-Plusieurs données sont obtenues des appareils aux tuyaux singuliers.

-Formule

$$\frac{1}{U}=\frac{1}{h_0}+r_0\frac{\ln(r_0/r_i)}{k}+\frac{1}{h_i}+r_f$$

U = Coefficient de transfert de chaleur totale kW/m^{2}K
h_0Coefficient de transfert de chaleur de condensation à l'extérieur du tuyau, kW/m^2 K
h_i=Coefficient de transfert de chaleur d'ébullition à l'intérieur du tuyau kW/m^2 K
k = Conductivité thermique des parois des tuyaux kW/m.K
r_i = Diamètre interne du tuyau, m
r_0 = Diamètre externe du tuyau, m
r_f = résistance d'encrassement
-U est très dur à corréler puisqu'il dépend de plusieurs facteurs.
-Mousse peut se produire a l'intérieur des tuyaux qui augmente les taux de transfert de chaleur.
-l'entartagege réduit la valeur de U.
-Des valeurs optimistes de U correspondent à l'existence de mousse dans des tuyaux l'aires.
-Des valeurs pessimistes de U correspondent au cas ou il n'y a pas de mousse et surface encrassée du tuyau.

5.8-Le Coefficient de transfert de chaleur, h0

-Tuyaux fluettes cause amélioration de h0.
- Fluettes ont tendance à se ramasser l'eau condensée et casse la couche condensée (qui représente la résistance thermique principale)
-Formule pour le coefficient de transfert de chaleur de condensation

$$h=6872\left(\frac{k^3\rho^2g}{\mu^2}\right)^{\frac{1}{3}}\left(\frac{\mu\lambda}{L}\right)^{\frac{1}{3}}\left(\frac{q}{A}\right)^{0.833}$$

ou:
h= coefficient de transfert da chaleur , W/m2 K
k=conductivite thermique, W/m.K
ρ=densite, kg/m3
g=acceleration de la pesanteur, m/s2
μ=viscosite dynamique
λ=chaleur latente, J/kg
L= longeur du tuyau, m
q/A=flux de chaleur, W/m2

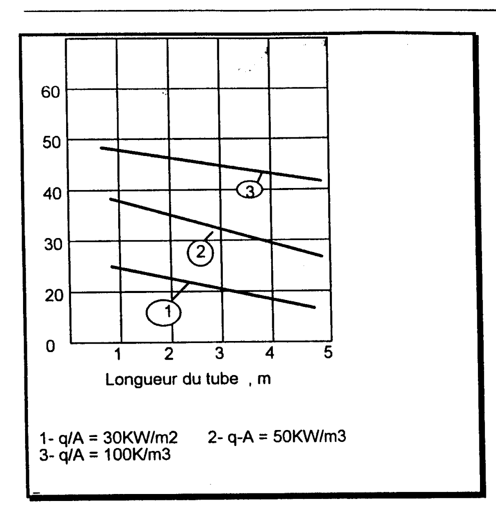


Fig. (3-13) Variation de coefficient de transfert de chaleur de condensation avec la température pour des tuyaux flûtes

3-5.9-Tuyaux verticaux à effets multiples

L'effet de l'augmentation de la longueur des tuyaux sur le coefficient de transfert de chaleur du condenseur des tuyaux profiles et pour différents (q/A):
(1)q/A =30 kW/m2 (2)q/A=50kW/m2
(3)q/A=100kW/m2

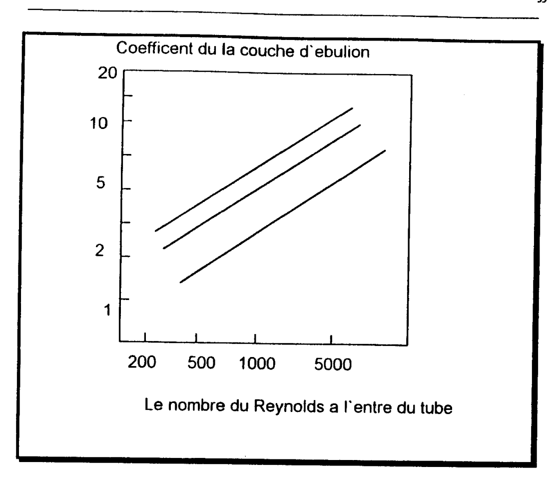


Fig. (3-14) Variation du coefficient d'ébullition en fonction du nombre du Reynolds

3-5.10-Le coefficient de transfert de chaleur d'évaporation

-Formule

$$h = 0.115\left(\frac{k^3\rho^2 g}{\mu^2}\right)^{\frac{1}{3}}\left(\frac{4\Gamma}{\mu}\right)^{\frac{1}{3}}$$

ou

Γ:
= le débit de couche descendante par unité de périmètre, kg/hr.m

C. Résistance d'encrassement

rf, m2 K/kW	0.0132	0.0132	0.031	0.048
matériaux du tuyau	Cu	Al./Cuivre	90/10 Cu-Nickel au dessus de 100 C	Cu-Nickel en dessous de 100 C

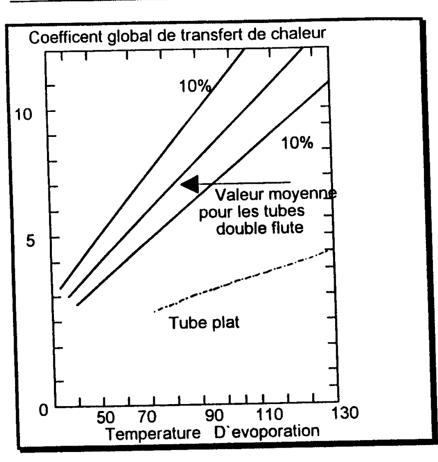


Fig. (3-15) Variation du coefficient globa de transfert de chaleur pour double flûte , en fonction de température d'évaporation

D. Valeurs de U pour 13500 m3/jour d'installation de Shevchenko MED (en USSR)

Effet	U en kW/m2 C	Température
1	3.55-3.63	100-105
2	2.9-3.2	90-92
3	2.84-3.02	79-82
4	2.21-2.32	66-68
5	1.16-1.51	44-45

-Valeurs de U pour l'installation d'Insoumis de 500 m3/jour (tuyau a flûte double pour amélioration du coefficient de transfert de chaleur)

Références

1. Dodge, B. F. and Eshaya, A. M., Thermodynamics of some Desalting Processes, Saline Water Conversion, No. 27, advances in Chemistry Series, American Chemical Society, 1960, pp7-20.
2. Tribus, M. et al., Thermodynamics and Economic Consideration in the Preparation of Fresh Water from the Sea, Rept. No. 59-34, Dept. of Engineering, University of Calif., Los Angeles, June 1959.
3. Gilliland, E. R., Fresh Water for the Future, Ind. Eng. Chem., 37 (No. 12), Dec. 1955, pp. 2410-2422.
4.LeGros, P. G. et al. , A Study of the disposal of the effluent from a large Desalination Plant, Research and Development Program. Rept., No. 316, office of Saline Water, U. S. Dept. Interior, Jan. 1968, 491 pp.
5. Depuy, G. W., Disposal of Brine effluents drom Inland Desalting Plants: Review and Bibliography, Research and DevelopmentProgr. Rept., No 454, Office of Saline Water, U. S. Dept. Interior, July 1969, 211 pp.
6.Sachs, M. S. , Desalting Plants Inventory, Rept, No 1, office of Saline Water, U. S. Dept. Interior, Jan. 1, 1968, 25 pp.
7. Kays, D. D., Advances in Vertical Tube Plants for Sea Water Distillation, advance paper, Western Water and Power Symposium., apr., 1968, 27 pp.
8. Bromely, L. A., Multilple-effect Rotating Evaporator, Desalination, 1 o. 4), 1966, pp. 367-393.
9.Alexander, et al, ORNL-TM-2051, preliminary report, 1970.
10.Cane, D., et al., Conceptual Design Study of 200 MGD, VTE/MSF Desalination Plant and Phoyotype module, PB233-299 NTIS, US Dept.. of Commerce, 1970.
11.Duckler, A. E. et al., OSIN, R&D Report No. 487, 1969.
12.Egorov, A. P., The Results of the Starting Tests of 10-effect Onve-Through Desalting Plant with Forced Circulation, 4th Int. Symposium on Fresh Water from the sea, vol. 1, pp 245-252, 1973.
13. ElRamley, N. A. et al., Desalting Plants Inventory Reports, No. 6, U.S. dept. of Interior, Oct. 1977.
14.Gunerantne, D. C. , Hawes R. I. and Mills, K., Progress in Multi Effect Development, 4yh Int. Symposium on Fresh water From the Sea, vol. 1, pp 267-280, 1973.
15. Houle, J. F. and Buhring W. T. , Performance of the Free Part Texas, VTE, MSF Plants, 4th Int. Symposium of Fresh Water From the Sea, vol. 1, pp 313-325,1973.
16.Novikov, E. P. et al., Nuclear Industrial desalination Plant with Fast Neuron Reactor At Ahevchenko, Desalination vol. 6, pp 349-369, 1969.
17. Perry, R. H., and Chilton C. H., eds, Chemical Engineering Handbook, McGraw Hill, 1973.
18. Satone, H. et al. ,Experience on VTE Distillation Plants in Japan, Proc. of the Int. Congress on Desalination and Water Reuse, Nov. 27-Dec. 3, 1977.

19.Silver, R. S. , Distillation, in principle of Desalination edited by Spiegler K. S., Academic Press, 1966.
20. Standiford, F. C. , OSW Contact No. 14-01-0001-2202, Report No. 503, 1970.
21.Vade, N. M., A practical Comparison between Multistage Flash and Falling Film Evaporator Process, Proc. of 6th Int. Symposium on Fresh Water From the Sea, vol. 1, pp 327-336, 1978.

CHAPITRE IV

LA DISTILLATION FLASH A ETAGES MULTIPLES

4-1 Généralités

Diverses méthodes furent proposées pour débarrasser l'eau salée de son sel, et quelques unes d'entre elles furent développées au point de les mettre en pratique. Celles - ci sont classifées comme étant des procédés des thermiques et non - thermiques. De ces dernières, deux seulement ont été appliquées mondialement. Il s'agit de la distillation multi-étages et de l'osmose inverse. Elles sont considérées comme étant représentatives du processus thermique et non - thermique.

En 1962 une usine de distillation par flash en 36 étages fut construite à San Diego en Californie comme usine de démonstration. C'était la première usine multi-étages aux EU, et parmi les plus grandes unités de conversion d'eau salée dans le monde. Elle fut conçue pour produire 1 million de gallons U.S. par jour d'eau potable ne contenant que 50 parties par million (ppm) de solides dissous. Une plus grande capacité peut être obtenue par cette usine si elle élevait la température de chauffage de la saumâtre par à peu près de 110 °C avant qu'elle ne pénètre au premier étage. La capacité de l'usine était d'à peu près de 5 kg. d'eau par kg. de vapeur chaude employée. La plupart des usines de distillation multi-étages à grande capacité sont alimentées par des combustibles fossiles, ou sont branchées sur le réseau d'électricité, mais n'emploient pas l'énergie solaire. Dernièrement, la combinaison d'usines de distillation multi-étages et d'usines d'alimentation nucléaires fut examinée et y on trouva que c'etait faisable du point de vue technique et économique.

Les usines de distillation multi-étages traitent 80% de la capacité de dessalement d'eau salée installée aujourd'hui dans le monde. Quelques unes de ces usines de grande capacité sont situées dans différentes localités dans le monde et citées dans le Table 4-1. Durant les dernières vingt années, plusieurs usines multi-étages, comme l'indique le Tableau, furent construites au Moyen orient. L'augmentation du coût de l'énergie suite la crise du pétrole de 1973, stimula l'intérêt dans d'autres procédés de distillation de haute efficacité, tel que des évaporateurs a film glissant vertical et horizontalement. Par contre , ces procédés n'ont pas été développés pour des applications a grande échelle .

Table au 4-1 les grandes usines de distillation mutli-étages.

Site	capacité m^3/Jour	Fabriquants
Kharg Island, Iran	885	Mitsubishi Heavy Industries Ltd.
Osaka, Japon	200	Mitsubishi Heavy Industries Ltd.
Al-Jobil, Saudi Arabia	136830	Mitsubishi Heavy Industries Ltd.
Yanbu, Saudi Arabia	110000	Mitsubishi Heavy Industries Ltd.
Al-Jobil, Saudi Arabia	474000	Mitsubishi Heavy Industries Ltd.
Doha West, Kuwait	393120	Mitsubishi Heavy Industries Ltd.
Shoiba,Saudi Arabia	223000	Mitsubishi Heavy Industries Ltd.

4-2 Le concept de procédure de distillation multi-étages

Dans les procédés de distillation multi-étapes, une partie d'eau salée est d'abord évaporée et ensuite condensée . Le produit au bout est de l'eau pure dans sa phase liquide comme il l'etait au départ. Donc , dans ce procède du moins, la chaleur latente d'évaporation devrait être extraite. Il est évident que ce procédés est inutile lorsque le liquide original est de l'eau pure , car il n'y aura aucune différence dans le liquide avant et après. Donc ce processus n'est utile que lorsque le liquide original est un mélange de substances: l'une pouvant être évaporée dans certaines conditions de température et pression dans des proportions supérieures aux autres. Dans le cas de l'eau de mer. Les sels dans la solution sont sensés être complètement non volatils, du moins dans la gamme des températures et de pression dans lesquels le procède fonctionne.

En fait , le liquide est évaporé seul puis plus tard elle se condense, l'eau pure est retrouvée comme distillat. Une partie de la chaleur latente qui émane de la condensation peut contribuer à la chaleur latente requise pour l'évaporation. Cette action utile est appelle d'habitude récupération de chaleur et elle est nécessaire pour minimiser le taux de consommation d'énergie, et en conséquence, réduit le coût du distillat.

La Figure 4-1 illustre le concept de distillation multi-étapes d'une manière simple. L'eau salée qui alimente le système coule à travers les tuyaux du condenseur, elle y est chauffée par l'extraction de la chaleur latente de condensation de la vapeur flash. Lorsqu'elle sort du condenseur, chauffée elle pénètre pour alimenter le systeme, dans lequel la vapeur vive de la source externe est utilisé pour la chauffer au degré maximum de température désirée. Ensuite l'eau salée chauffée coule au fond de la première chambre flash ou la température équilibrée est de quelques degrés plus basse que celle de la voie d'alimentation. Ici, une fraction de l'alimentation va s'évaporer spontanément dans la chambre. La vapeur soumise à flash va se condenser sur les tuyaux de condensation. En conséquence, la concentration des sels dans l'eau salée résiduelle, connue sous le nom de " saumure ", monte à cause de distillat la diminution de la fraction d'eau dans la solution . Le distillat et la saumure vont couler séparément jusqu'à étage de la prochaine chambre, ou la température est de quelques degrés plus basse que celle qui règne dans la chambre d'étage précèdent, Ici et dans toutes les étapes subséquentes, le même processus flash sera répété dans les actions qui suivent :

1- La fraction de la saumure chauffée dans le fond de la chambre est projetée (flash) en vapeur.

2- Le résidu de saumure devient plus tiède par quelques degrés à cause de la génération de vapeur.

3- La vapeur produite par flash est condensée sur la surface des tuyaux condenseur.

4- L'alimentation froide, qui circule à travers les tuyaux du condenseur, est chauffée au préalable en extrayant la chaleur latente de condensation (préchauffage).

L'eau pure, à la pression atmosphérique, bouillit à 100°C, mais si la pression est diminuée, elle bouillira à une température plus basse. Le procédés multi-étapes tire avantage de ce phénomène en passant de l'eau de mer chaude à travers une série d'étages en forme de boite, maintenue successivement à des pressions plus basses. L'eau de mer s'évapore quand elle pénètre au fond de chaque étage et la vapeur d'eau pure est éliminée par ébullition. La chaleur qui émane de l'eau de mer durant le flash est réintégrée au processus par la condensation de la vapeur sur un ensemble de tuyaux au haut du même étage. La vapeur passe à travers l'anti - buée pour enlever les gouttelettes de saumure qui ont été entraînées, et la vapeur condensée forme le distillat, ensuite le processus de distillation multi-étapes sera arrêté lorsque la température de la saumure tombe à peu près 40 °C (0.08 bar).

La seconde loi de la thermodynamique nous permet d'estimer_le calcul de l'énergie minimum absolue consommée dans un processus de distillation. Moins d'energie est requise pour la distillation de l'eau moins salée. La mise en pratique exigera beaucoup plus d'energie que la valeur minimum théorique à cause de l'irréversibilité ou d'inefficacité de n'importe quel processus pratique. Cet excèdent dans la valeur d'énergie actuellement requise au delà de la valeur théorique doit apparaître dans la température finale du distillat et de la saumure, ou des quantités de chaleur sont perdues.

Des hautes températures peuvent aussi favoriser la formation de couches calcaires. Il faudrait éviter cela en limitant la température fonctionnelle maximum a peu près 110 °C et en contrôlant le PH et la concentration de saumure, ainsi que l'élimination de l'oxygène et l'oxide de carbone du processus .

4-3 Les usines fonctionnant avec le système de distillation multi-étapes

Dans la section précédante on décrit comment une proportion de vapeur est générée par flashing d'une eau salée chauffée circulant successivement le long d'une série de chambres à pression décroisante, ou la vapeur est obtenue sous forme d'eau pure distillée par un procède de condensation. Ce concept de la méthode multi-étapes fut réalisé par des ingénieurs comme unités de distillation pratiques sous 2 formes principales que nous discuterons dans les prochaines sections.

4-4 Le système multi- étapes à passage unique.

Le trait particulier de ce système peut être vu dans Figure 4-2. L'eau de mer alimente le système à un taux de courant massif Gf. Le distillateur consiste en une série de chambres à pression décroissante. L'alimentation circule à travers les chaufferettes qui récupèrent la chaleur de la n ieme chambre par rapport à la première, ou elle est chauffée en extrayant la chaleur latente de condensation de la vapeur de flash de la saumure au fond des chambres. La température de l'alimentation monte progressivement de t_{fi} a l'entrée, à t_{n} à la sortie de la première chaufferette de récupération de chaleur. L'alimentation chauffée au préalable, entre ensuite dans la chaufferette principale dans laquelle de la vapeur vive d'une source externe est utilisée pour la chaufferette. La température d'alimentation monte à sa plus haute valeur indiquée par t_{bo} dans le schéma .

Le taux de chauffage dans la chaufferette principale est contrôle de sorte que la température maximum atteinte soit inférieure à la température de saturation de l'alimentation et supérieure de quelques degrés que la température de saturation correspondant à la pression dans la première étage.

Ainsi, lorsque l'alimentation circule dans le fond de la première chambre ,une partie de la saumure flashe (se transforme) en vapeur, qui monte et se condense sur le tas de tuyaux de la chaufferette de récupération de chaleur, produisant ainsi le distillat. L'alimentation résiduelle nommée habituellement " saumure ", circule en produisant le distillat, prochain étage dans lequel la pression est moindre que celle dans le précédent. La, et dans toutes les chambres qui suivent, le même processus de vapeur de flash est répète.

Le vide dans l'enceinte est d'abord créé, il est ensuite maintenu par des éjecteur (e.g. un éjecteur de jet de vapeur) qui enlèvent continuellement de l'air et les gaz non- condensables de l'enceinte. Dans la dernière chambre flash numéro n, la saumure finale est rejetée dans la mer a un taux G_b et le distillat à un taux Gb est obtenu. L'équilibre de masse du système donne

$$G_f = G_d + G_b \qquad (4\text{-}1)$$

Le rapport de la masse de l'alimentation et le distillat est connu comme étant le rapport d'alimentation du système Xf. Tandis que le rapport de masse de l'alimentation à la saumure est défini comme étant le facteur de concentration Xc. Si la concentration en sel de l'eau de mer à l'entrée est Cf, alors la masse totale de sel dans l'entrée de l'alimention est Cf et la masse totale de l'eau pure est Cf (1-Cf). Ainsi, la concentration est dans la saumure rejetée est GfCf/Cb=XcCf. Donc, la concentration de sel dans la saumure à tout endroit de l'usine sera compris entre Cf et CfXc.

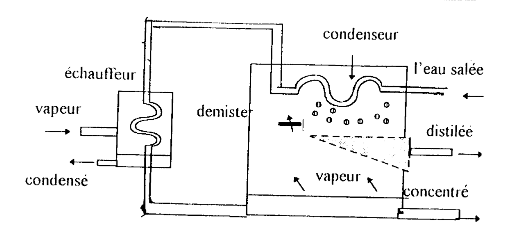


Figure 4-1 Vu schématisé montre le concept général d' une unité de distillation multi-etapes.

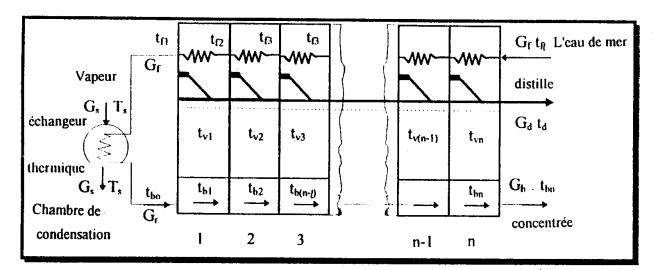


Fig.4-2 Schéma de l'usine de distillation multi-étapes à passage unique.

4-4-1 Le rapport performance.

Dans cette section , le taux de circulation en masse de la vapeur chauffante, de l'eau d'alimentation salée, la saumure, et distillat sont mis en relation. Un équilibre thermique de la chaufferette de vapeur externe par conséquent un taux de circulation en masse de la vapeur chauffante vive :

$$G_s = G_f C_p (t_{bo} - t_{f1}) / L \qquad (4\text{-}2)$$

Ou tf 1 et tbo sont respectivement les températures de l'alimentation d'eau salée à l'entrée et a la sortie de la chaufferette. L est la chaleur latente de la condensation de vapeur et Cf est la chaleur spécifique à pression constante de l'alimentation eau salée.

Un équilibre de chaleur global de toutes les chaufferettes de récupération de chaleur donne la masse produite du distillat :

$$G_d = G_f C_p (t_{f1} - t_{fi}) / L \qquad (4\text{-}3)$$

Ou tfi est la température d'alimentation à l'entrée de l'évaporateur. De l'exemple (4-3) le rapport alimentation Xf peut être exprime par :

$$X_f = \frac{G_f}{G_d} = \frac{L}{C_p(t_{f1} - t_{fi})} \qquad (4\text{-}4)$$

Le coefficient de performance de l'usine (RP) est défini comme étant le rapport de la masse du distillat a la vapeur vive externe utilisée pour chauffer l'alimentation en eau salée. Divisant Eq.(4-3) par Eq.(4-2) le rapport performance est obtenu :

$$PR = \frac{G_d}{G_s} = \frac{(t_{f1} - t_{fi})}{(t_{bo} - t_{f1})} \qquad (4\text{-}5)$$

4-4-2 Dimensionnent de la surface totale pour la transfert de chaleur .

L'equilibre thermique de la chaufferette de récupération de l'étage est tel que :

$$G_f C_p \Delta t_f = U A_n \Delta T_m \qquad (4\text{-}6)$$

Ou tf est l'augmentation la température de l'alimentation à travers la chaufferette de récupération. U est le coefficient global du transfert de chaleur. An est l'espace de transfère de chaleur et Tm est la différence logarithmique de la température moyenne, définie par : (cf......Figure 4-3)

$$\Delta T_m = \frac{(T_{vn} - T_{fi}) - (T_{vn} - T_{fn})}{\ln \frac{(T_{vn} - T_{fi})}{(T_{vn} - T_{fn})}}$$

$$= \frac{\Delta t_f}{\ln\{1 + \frac{\Delta t_f}{(T_{vn} - T_{fn})}\}} \qquad (4.7)$$

L' insertion de l'Eq.(4-7) dans l'Eq (4-6) nous donne

$$A_n = \frac{G_f C_P}{U} \ln\{1 + \frac{\Delta t_f}{(T_{vn} - T_{fn})}\} \quad (4.8)$$

Figure 4-3 la distribution de température dans la chaufferette de récupération de chaleur de l'etage n-th

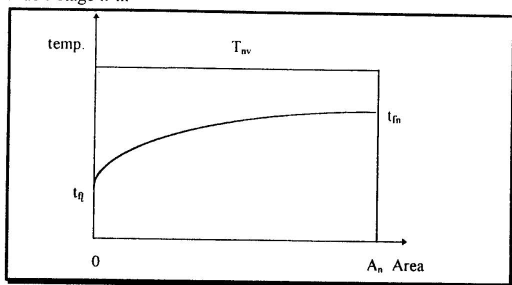


Figure (4.3) Distribution de la température dans le réchauffer de recouvrement de la n ieme étape

$$\frac{A_n}{G_d} = \frac{L}{U(t_{f1} - t_{fl})} \ln\{1 + \frac{\Delta t_f}{(T_{vn} - T_{fn})}\} \quad (4.9)$$

L'insertion de Gf de l'Eq .(4-3) dans l'equation ci - dessus et l'introductions des approximations suivantes :

a- Une augmentation identique de la température de l'alimentation dans toutes les chaufferettes de récupération . i.e...

$$t_{f1}-t_{f2}= t_{f2}-t_{f3} =\dots\dots =t_{fn}-t_{fl} = \frac{t_{f1} - t_{fl}}{n} = \Delta t_f \quad (4.10)$$

Du rapport ci-dessus , l'on conclut

$$t_{fl}= t_{f1} - n\Delta t_f \quad (4.11)$$

$$t_{fn} = t_{fl}+ \Delta t_f \quad (4.12)$$

La substitution de tfi de l'équation (4-11) dans l'Eq. (4-12) nous donne

$$t_{fn} = t_{f1} - (n-1)\, \Delta t_f \quad (4.13)$$

b- Une diminution identique de la température de la vapeur à tous les étages, et égale l'augmentation de la température de l'alimentation i.e.

$$T_{v1}-T_{v2}=T_{v2}-T_{v3}=\dots\dots=T_{v(n-1)}-T_{vn}=\frac{T_{v1}-T_{vn}}{(n-1)}=\Delta t_f \qquad (4.14)$$

de l'équation ci-dessus, on obtient la relation

$$T_{vn}=T_{v1}-(n-1)\,\Delta t_f \qquad (4.15)$$

c- Une chaleur spécifique constante Cf

d- Des chaufferettes de récupération de surface égal à la surface de transfert de chaleur, en ignorant la surface des chaufferettes de vapeur externe. Ainsi, la surface totale de transfert de chaleur de l'unité est

$$A_T=nA_n \qquad (4\text{-}16)$$

En introduisant t_{fn}, T_{vn} et A_n des équations (4-13) (4-15) et (4-16). respectivement dans l'equation (4-9) on obtient le rapport de la surface totale du transfèrt de chaleur a la masse du distillat par :

$$\frac{A_T}{G_d}=\frac{L}{U\Delta t_f}\ln\{1+\frac{\Delta t_f}{(T_{v1}-T_{f1})}\} \qquad (4\text{-}17)$$

Dans le cas ou l'on utilise un nombre infini de chaufferettes de récupération, la montée de la température de l'alimentation dans chaque chambre va se rapprocher de zéro. Dans ce cas, la limite de l'équation (4-17) lorsque Δt_f tends vers le zéro, est

$$\left|\frac{A_T}{G_d}\right|_{max}=\frac{L}{U(T_{v1}-T_{f1})} \qquad (4\text{-}18)$$

De la figure 4.2, il est clair que l'alimentation par un débit_massique ayant un taux Gf et pénètrant dans le système voit sa température initiale t_{fl} augmenter à une température t_{bo} à la sortie de la chaufferette de vapeur externe. A ce moment, le taux massique de vapeur de l'eau saumâtre qui peut être mis en flash avec un taux de circulation en masse Gf descendant le niveau de température (t_{bo} - t_{fe}) dans une série décroissant des étages de pression, peut être calculée de l'équation (4.3). Pour l'instant, en supposant le niveau de température (t_{bo} - t_{fe}) est de l'ordre de 60C, Cp = 4,18Kj/(Kg K) et L = 2300 Kj/Kg., on trouve de l'équation (4-3) que

Gd est de l'ordre de 0.1 Gf. Ceci implique que la condition principale pour utiliser ce système est de faire circuler l'alimentation du taux de débit massique de l'ordre de 10 fois la masse du distillat. Ceci veut dire que la masse de saumure rejetée est de l'ordre de 9 fois le produit du distillat. Cette condition de fonctionnement a haut taux d'alimentation n'est pas préférable du point de vue économique. Comme il est habituel quelques traitements chimiques sont utilisés pour prévenir contre la formation de calcaire. Ce traitement doit être en proportion au taux d'alimentation i.e. il est élevés pour des taux d'alimentation également élevés. En plus, dans le cas de taux d'alimentation élevé, un grand taux d'enthalpie est rejeté avant le nouvelles modifications ne soient introduites dans le système. Ceci implique qu'une part substantielle de la saumure résultante est recyclée. De telles modifications se trouvent dans le modèle alternatif de recyclage de saumure de distillation multi-étages, qui exige une opération plus sophistiquée mais moins coûteuse. Ce modèle alternatif sera discuté dans la prochaine étape.

4-5 Le système de recyclage de saumure multi- étages

Le schéma de fonctionnement du modèle alternatif de recyclage de saumure multi- étages est représente sur au Fig. 4.4. Dans ce modèle, la saumure finale n'est pas totalement rejetée comme c'est le cas du système a passage unique; une partie substantielle de la saumure finale est recyclée. Le système consiste en une série d'étages à température décroissante en équilibre. Un ensemble d'étages constitue ce qu'on appelle une " section de rejet de chaleur ". Le terme n'est pas précis puisque une partie de la chaleur rejetée est récupérée, comme on le voit dans le schéma. Le reste du diagramme constitue ce qu'on appelle la " section de récupération de chaleur". Dans laquelle toute la chaleur libérée par condensation de vapeur est récupérée.

L'eau de mer ayant une température t_c est pompée à un débit G_c vers le rejet de chaleur ou elle est chauffée par la chaleur latente de condensation de la vapeur du flash. En sortant du dernier étage, une partie de G_f est rejeté dans la mer, une antre quantité, à un taux G_{fn} est détournée, traitée de façon appropriée et ensuite mélangée à la saumure qui se trouve dans le dernier étage. Le taux d'alimentation net fourni est Gf, qu'est d'habitude, de l'ordre de deux fois le taux de distillat final. i.e. $G_f / G_d = 2$. Ceci donne la même proportion d'alimentation rencontrée fréquemment dans le système de distillation à effets multiples.

La quantité recyclée Gf qui circule à travers les section de récupérations de chaleur du (n-i) étape au premier étage, reçoit de la chaleur, comme nous l'avons déjà mentionne, de la vapeur condensée du flash. dont la température augmente à t_{r1}. Elle pénètre ensuite dans la chaufferette externe d'alimentation de chaleur, ou sa température s'élève à t_{bo}. Jusqu'à présent , la quantité G_r qui circule, coule sous une pression p_o plus forte que la pression de saturation correspondant à t_{bo} ,de sorte qu' aucun changement de phase ou de flash n'aura lieu. A mesure qu'elle pénètre ves le fond de la première chambre du flash, ou règne pression P_1, supérieures a P_o , une fraction de Gf est transformée en vapeur a une température T_{v1}, qui est la

température de saturation de l'eau pure correspondant à la pression P_1, de cette chambre. Comme conséquence directe de ce processus d'évaporation, la température de la plus_grande partie de la saumure, atteint une valeur d'equilibre de saturation t_{b1} correspondant à la chambre de pression P_1 qui $t_{b1} = T_{v1} + \delta$, avec δ le point ébullition . La vapeur se condense et livre sa chaleur latente de condensation à la quantité G_f qui circule dans les tuyaux de la chaufferette de récupération de chaleur montant à la partie supérieur de la chambre. Ce processus est répète dans tous les étages avec une pression qui diminue, jusqu'à la dernière chambre du système.

La quantité finale , cumulative du distillat G_d est extraite au dernier étage. Cela permet d'éviter l'accumulation d'un mélange de concentration des sels dans l'usine, ainsi que le danger qui s'en suit par la formation de calcaires de sulfates. Une proportion de la saumure qui recircule à un taux G est rejetée de la dernière chambre dans la mer . Le résidu de saumure est égal à = $G_r - G_d - G_b$, . C'est un mélange avec produit d'alimentation G_f qui satisfaits aux conditions $G_f = G_d + G_b$ pour restituer G à la circulation. Le courant du produit G_f est typique, et est équivalent à environ deux fois le rendement du distillat circulant, G_d, mais il n'est qu' à peu près 25% du total du courant d' entrée d'eau de mer qui doit être traitée dans une usine équivalente de distillation flash en multi- étages à passage unique . L'économie en coûts de produit chimique a ainsi rendu l'usine de recyclage de la saumure flash par multi-étages, le modelé le plus populaire.

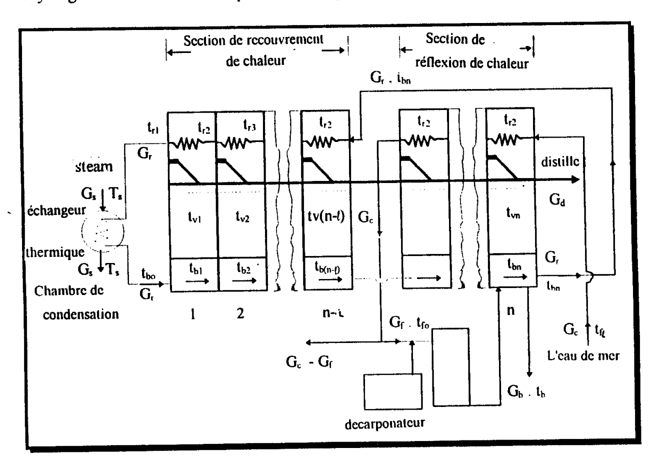


Figure 4-4 Schéma d' écoulement de la saumure recyclée dans l'usine de distillation flash en multi- étages

4-5-1 Analyse thermique .

Pour simplifier l'analyse thermique de ce système, les hypothèses suivantes sont faites :

a- Ignorer les variations dans la chaleur spécifique C_p. dues aux changements dans la concentration et la pression, et lui attribuer une valeur moyenne égale à la chaleur spécifique de l'eau pure.

b- Négliger les changements dans la chaleur latente dues aux changements dans la pression ou la concentration .

c- Toute la diminutation de la température de la saumure est suppose être repartie d'une manière linéaire sur les chambres telles que :

$$t_{bo}-t_{b1}= t_{b1}-t_{b2} =\cdots\cdots =t_{b(n-1)}-t_{bn} =(t_{bo}-t_{bn})/n = \Delta t_b$$

d- Négliger les variations dans l' élévation du point d' ébullition, dans toutes les chambres . i.e.

$$T_{v1}-T_{b1}= T_{v2}-T_{b2} =\cdots\cdots =T_{vn} -T_{bn} = \delta = \text{constant}$$

ceci signifie que les différences de température entre les étages sont égalés à la chute de température de la saumure dans un étage.

e- La montée de température de la quantité recyclée G_r dans toutes les chaufferettes de récupération, sont soupesées égales, et de même ordre que la chute de la température de la saumure

$$t_{r1}-t_{r2} = t_{r2}-t_{r3} =\cdots\cdots =\Delta t_r=\Delta t_b$$

f- Ignorer la puissance d'alimentation des pompes en énergie.

4-5-2 Le rapport de performance

Sous les hypothèses de a , b , et c , ci - dessus ,la masse de vapeur générée par flash dans le premier étage , peut être calculée en invoquant un équilibre de chaleur pour la chaufferette de récupération .

$$G_v^{Ist} = G_r C_P(t_{bo} - t_{bn})/(nL) \tag{4.19}$$

Les résultats ci -dessus peuvent être exprimes sous la forme

$$G_v^{Ist} = G_r\eta \tag{4.20}$$

Ou $\eta = C_p(t_{bo} - T_{bn})/(nL)$, et G_r est le courant de recirculation considéré dans la production d'une masse correspondante en distillat. En conséquence, la masse de saumure résiduelle à cette étage est

$$G_r^{lst} = G_r - G_v^{lst} \quad (4.21)$$

Substituant G_v^{lst} de l'equation (4-20) dans l'Eq. (4-21), la masse de saumure quittant le premier étage est exprimée par

$$G_r^{lst} = G_r(1-\eta) \quad (4.22)$$

la masse ou vapeur fraîche générée dans le second stage est

$$G_v^{2nd} = G_r^{lst}\eta \quad (4.23)$$

en introduisant G_r^{lst} de l'Eq . (4-22) dans l'Eq. ci - dessus conduit a

$$G_v^{2nd} = G_r(1-\eta)\eta \quad (4.24)$$

Ainsi , la masse du distillat cumulatif quittant le second étage est

$$G_d^{2nd} = G_v^{lst} + G_v^{2nd} \quad (4.25)$$

introduisant G_v^{lst} et G_v^{2nd} des Eqs . (4-24) respectivement dans l'équation ci-dessus conduit a :

$$G_d^{2nd} = G_r(2\eta - \eta^2)$$
$$Gr = \{1-(1-\eta)^2\} \quad (4.26)$$

Ensuite , la masse de saumure quittant le second étage est de

$$G_r^{2nd} = G_r - G_v^{lst} - G_v^{2nd} \quad (4.27)$$

En substituant des équations (4-20) et (4-24) dans l' équation (4-27), on obtient:

$$G_r^{2nd} = G_r(1-\eta)^2 \quad (4.28)$$

En complètant ce procède de dérivation, l'on trouve que les résultats peuvent être exprimes sous forme générale tel que :

La masse de saumure pénétrant le n-1 ieme étage = $G_r\,\eta\,(1-\eta)^{n-1}$

La masse de saumure quittant le n ieme étage = $G_r\,\{(1-\eta)^n\}$

La masse de vapeur de flash dans le n étage = $G_r\,(1-\eta)^{n-1}$
La masse totale de vapeur de flash dans toues les étages (n), est
la masse totale de vapeur produite = $G_r\{(1-\eta)^n\}$

Ce résultat est le plus important car, il démontre que le rapport de la masse du distillat a la quantité mise en circulation G_r :

$$\frac{G_d}{G_{rl}} = 1-(1-\eta)^n \quad (4\text{-}29)$$

En substituant $\eta = c/n$ dans l' équation ci - dessus , ou c est le jacobien l'on obtient :

$$\frac{G_d}{G_{rl}} = 1-(1-\frac{c}{\eta})^n \quad (4.30)$$

ou sous sa forme dilatée :

$$\frac{G_d}{G_r} = c - \frac{(n-1)}{2!n}c^2 + \frac{(n-1)(n-2)}{3!n^2}c^3 - \quad (4\text{-}31)$$

Etant donne que n est généralement assez grand , et c'est assez petite pour des liquides ordinaires comme l'eau de mer, la relation ci - dessus peut s' exprimer par

$$\frac{G_d}{G_r} = 1-e^{-c} \quad (4\text{-}32)$$

Pour c =0,1 l'on obtient de l' équation (4-32) G_d/G_r = ,095. Ceci veut dire que le rapport G_d/G_r est approximativement de l'ordre de la valeur de C.

L' équilibre de thermique pour la chaufferette externe est de
$$G_s\,L = G_r\,C_p\,(t_{bo} - t_{r1}) \quad (4\text{-}33)$$

conformément à l'hypothèse (e), la température à l'entrée $t_{r\,1}$ de la quantité en circulation peut être évaluée de :

$$t_{r\,1} = t_{bn} + (n-i)\,(t_{bo} - t_{bn})/n \qquad (4\text{-}34)$$

L'équation (4-34) peut être réécrite sous la forme :

$$(t_{bo} - t_{r1}) = i\,(t_{bo} - t_{bn})\,/n \qquad (4.35)$$

En substituant la relation ci - dessus en Eq. (4-33) nous donne

$$\frac{G_s}{G_d} = \frac{i}{n}c \qquad (4\text{-}36)$$

La performance globale de l'usine PR est définie comme étant le rapport de la masse du distillat à la vapeur chauffante externe i.e.

$$PR = \frac{G_d}{G_s} = \frac{G_d}{G_r}\frac{G_r}{G_s} \qquad (4\text{-}37)$$

En substituant les rapports G_d/G_r et G_r/G_s de Eqs. (4-32) et (4-36) respectivement , dans L'equation ci - dessus, le résultat est :

$$PR = \frac{(1 - e^{-c})}{c}\frac{n}{i} \qquad (4\text{-}38)$$

Puisque $(1\text{-}e^{-c})$ est approximativement égal à c. Ainsi, Eq. (4-38) indique que RP=n/i. Ceci veut dire que la performance de l'usine ne dépend pas du nombre total des étages n seulement, comme c'est le cas dans les usines à effet multiples, mais plutôt sur le rapport entre le nombre totale d'étage et le nombre d'étages de rejet. Ceci a l' avantage de pouvoir choisir n'importe quel rapport de performance que l'on souhaite et schématiser en conséquence.

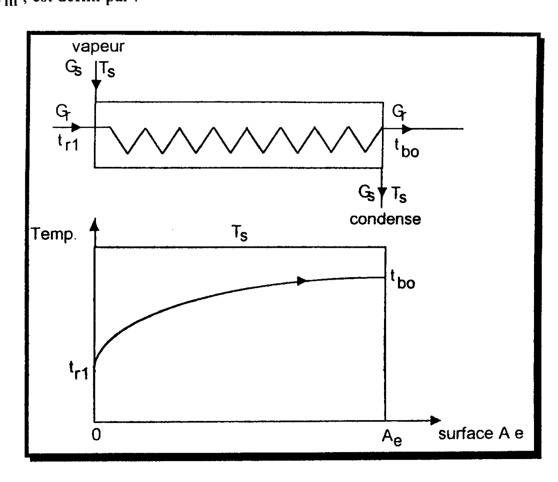
4-5-3 La surface d' échange de chaleur

A- Le chaleur extérieure

Le bilan thermique de la chaleur extérieure et qui rentre dans l'échauffete est telle que

$$G_r\, C_p(t_{bo}-t_{r1})=U_e A_e \Delta T_m \quad (4.39)$$

Ou T_{bo} et t_r, sont respectivement les température à l'entrée et à la sortie de la quantité G_r. A_e, est la surface de transfert de chaleur. U_e est le coefficient global de transfert de chaleur ΔT_m, est la différence logarithmique de la température moyenne entre la vapeur condensée et la température de produit concentre [brine] , ΔT_m, est défini par :



(Figure 4-5) profil de température dans le chauffeur extérieur.

$$\Delta T_m = \frac{(T_s - t_{r1}) - (T_s - t_{bo})}{\ln \frac{T_s - t_{r1}}{T_s - t_{bo}}} = \frac{(t_{bo} - t_{r1})}{\ln(1 + \frac{t_{bo} - t_{r1}}{T_s - t_{bo}})} \quad (4.40)$$

d'au, T_s, est la température de saturation à l'entrée de vapeur du chauffeur, on substitue, Δ par, T_m de l'équation (4-40) dans (4-39) et on devise par,G_d, ce qui donne

$$\frac{A_e}{G_d} = \frac{G_r}{G_d}\frac{C_p}{U_e}\ln\left[1+\frac{(t_{bo}-t_{r1})}{(T_s-t_{bo})}\right] \quad (4\text{-}41)$$

En utilisant les valeurs du rapport de masse G_r / G_r, et l'augemmation de la température (t_{bo}- t_r) de l'équation (4-32) et (4-35), respectivement en obtient:

$$\frac{A_e}{G_d} = \frac{1}{(1-e^{-c})}\frac{C_p}{U_e}\ln\left[1+\frac{i}{n}\frac{(t_{bo}-t_{bn})}{(T_s-t_{bo})}\right] \quad (4\text{-}42)$$

si la différence de température à la sortie de l'échauffeur T_s, Δ t_{bo} est supposée être de l'ordre de grandeur de la chute de température de connections entre les étagés. Donc, ce résultât T_s -t_{bo} (t_{bo}--t_{bn} /n,) peut être mis approximativement sous la forme suivante .

$$\frac{A_e}{G_d} \cong \frac{C_p}{U_e(1-e^{-c})}\ln(1+i) \quad (4\text{-}43)$$

B) Les réchauffeurs de recouvrement ; (Recovery heaters) .

La bilan thermique de premier chauffeur de recouvrement, donne

$$G_r C_p \Delta t_r = A_1 U_r \Delta T_m \quad (4\text{-}44)$$

ou : Δt_r =-t_{r1} - t_{r2} est l'augmentation de la température de la quantité circule G_r . A_1 , la surface de transfert du chaleur. U_r est le coefficient global de transfert de chaleur , et ΔT_m est la différence de température moyenne logarithmique , similaire au cas du réchauffeur déjà montre , ΔT_m est calcule de la façon suivante .

$$\Delta T_m = \frac{\Delta t_r}{\ln\left[1+\frac{\Delta t_r}{(T_{v1}-t_{r1})}\right]} \quad (4\text{-}45)$$

en substituant Δ -T_m de l'équation (4-45) dans l'équation (4-44) , et au divisent par -G_d , le resultat peut être réarrange pour le premier réchauffeur de recouvrement

$$\frac{A_1}{G_d} = \frac{G_r}{G_d}\frac{C_p}{U_r}\ln\left[1+\frac{\Delta t_r}{(T_{v1}-t_{r1})}\right] \quad (4\text{-}46)$$

en introduisant le rapport de mass G_r /G_d et la température du sortie t_r, dans les équations (4-32) , (4.34) respectivement avec T_{v1} = T_{b1} -S, on peut écrire

$$\frac{A_1}{G_d} = \frac{C_p}{(1-e^{-c})\,U_r} \ln\left[1 + \frac{\Delta t_r}{(t_{b1} - t_{bn}) - (n-i)\,\Delta t_b - \delta}\right] \qquad (4.47a)$$

La propostion de C implique que $t_{b1} - t_{bn} = \Delta t_b$, et pour e , $\Delta\text{-}t_r = \Delta\text{-}t_b$. Donc Equation 4-47 peut s'écrire sous la forme suivante

$$\frac{A_1}{G_d} = \frac{C_p}{U_r(1-e^{-c})} \ln\left[1 + \frac{1}{(i-1) - \delta/\Delta t_r}\right] \qquad (4\text{-}47\text{-}b)$$

En admettant que les charges thermiques dans tout les réchauffeurs sont les mêmes, la superficie globale de transfert de chaleur de la section de couvrement devient :

$$\frac{A_{rec}}{G_d} = (n-i)\frac{A_1}{G_d} = \frac{(n-i)C_p}{U_r(1-e^{-c})} \ln\left[1 + \frac{1}{(i-1) - \delta/\Delta t_r}\right] \qquad (4\text{-}47\text{-}c)$$

C) Réchauffeur de ré - éjection :

La fig.4-4 montre que la fusion de débit massique de la saumeur (brine) et du distillat, passant à travers un étage quelconque est égale à la quantité -G_r circulante.

Sur la base de cette hypothèse et en admettant qu'il existe une égalité de différence de température entre l'étage, on peut considérer que la charge thermique est la même dans tous les réchauffeurs, de rejection et de recouvrement. Donc, la superficie de transfert de chaleur du réchauffeur de rejection, pourra être égale à celle du réchauffeur de recouvrement. De l'équation (4-47-b) la surface spécifique globale d'échange de chaleur de la section de rejection du réchauffeur s' écrit

$$\frac{A_{rej}}{G_d} = \frac{iC_p}{U_r(1-e^{-c})} \ln\left[1 + \frac{1}{(i-1) - \delta/\Delta t_r}\right] \qquad (4\text{-}48)$$

à partir de l'hypothèse que les charges thermique sont égales dans tous les étages, le débit massique de l'eau de mer a l'entrée G_c est fonction de G_r, et il peut s'exprimer.

$$G_c = \frac{iG_r(t_{bo} - t_{bn})}{n\,(t_{fo} - t_{fi})} \qquad (4.49)$$

Ou -t_{fi} et -t_{fo} sont respectivement les températures d'entrée et de sortie de l'eau d'alimentation G_c (Fig. (4.4)) Dans la pratique, G_c est ajustée, pour que sa

température t_{fo} de sortie sont légèrement plus grande que la température de la saumeur rejeté t_{bn}. C'est a dire que la température d'alimentation de l'eau de mer introduite pour refroidir les étapes de rejection n'arrivera jamais à la limite et le traitement anti calcaire est nécessaire. Par conséquent une petite quantité uniquement G_f de l'eau de mer entrée G_c, peut entrer dans la centrale pour compensation (make up).. Elle doit être traitée chimiquement pour éviter la formation de dépôt calcaire, dans les parties chaudes de la centrale.

Finalement la chaleur spécifique totale de la centrale peut se calculer par l' addition des Eqs. (4.42), (4.47c) et (4.48)pour donner :

$$\frac{A_T}{G_d} = \frac{C_p}{(1-e^{-c})}\left\{ \frac{1}{U_e} \ln\left[1+\frac{i}{n}\frac{(t_{bo}-t_{bn})}{(T_s-t_{bo})}\right] + \frac{n}{U_r}\ln\left[1+\frac{1}{(i-1)-\delta/\Delta t_r}\right]\right\} \quad (4.50)$$

Pour des raisons de simplicité dans l'analyse quantitative et pour estimer un ordre de grandeur du comportement de la centrale, le premier terme de l'équation. (4.50) et le quotient $\bar{\Delta t}_\Omega$ dans le deuxième terme vont être négligés est Eq.(4.50) donc, on à:

$$\frac{A_T}{G_d} \approx \frac{nC_p}{U_r(1-e^{-c})} \ln\left(\frac{i}{i-1}\right) \quad (4.51a)$$

fg

Utilisant l'approche $(1-e^{-c}) \approx c$, Eq. (4.51b) devient

$$\frac{A_T}{G_d} \approx \frac{n\,C_p}{U_r c} \ln\left(\frac{i}{i-1}\right) \quad (4.51b)$$

Substituant c = cp (tbo - tbn) / L et Pn = $\frac{m}{i}$ respectivement, on peut écrire:

$$\frac{A_T}{G_d} \approx \frac{n\,L}{U_r(t_{bo}-t_{bn})} \ln\left(\frac{n}{n-PR}\right) \quad (4.52)$$

La dérivation par rapport à n donne :

$$\frac{d}{dn}\left(\frac{A_T}{G_d}\right) = C_o \left[\ln\left(\frac{n}{n-PR}\right) - \frac{PR}{(n-PR)}\right] \quad (4.53)$$

D' ou: $C_o = L/(U_r \cdot (t_{bo} - t_{bn}))$.

L' équation (4.53) dans sa forme d'expansion est

$$\frac{d}{dn}\left(\frac{A_T}{G_d}\right) = C_o\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{PR}{n-PR}\right)^2 + \frac{1}{3}\left(\frac{PR}{n-PR}\right)^3 - \frac{1}{4}\left(\frac{PR}{n-PR}\right)^4 + \dots\right] \qquad (4.54)$$

il apparaît de cette équation que le nombre d'étages par centrale doit être plus grand que le rapport de performance RP., pour avoir une surface définie de transfert de chaleur. Il est important de noter que pour n > PR, la valeur de $\frac{d}{dn}\left(\frac{A_T}{G_d}\right)$ est toujours négative, ce que veut dire que moins de la surface de transfert de chaleur spécifique est accomplie lorsque le nombre des étape est augmente. De toute façon le nombre des étages peut être déterminé du point de vue d'économie, quand le coût correspondant dans l'augmention, que nombre des étages devient plus important que la réduction de la surface d'échange.

Le nombre minimal des étages qui donne le maximum de transfert de chaleur spécifique A_T/G_d, peut être obtenu en mettant la partie gauche de l' Eq. (4.54) égale à zéro. Ce résultat donne la limite approximative suivante:

$$n_{min} > 5/3\ PR \qquad (4.55)$$

d'au: n_{min} est le nombre minimum d'étages qui donne le maximum de surface de transfert de chaleur spécifique. Ce nombre comme le nombre minimum exige pour garder la différence de température finale (t_{b1}-t_{r1}) (voir Fig. 4.4)

$$t_{b1} - t_{r1} > 0 \qquad (4.56)$$

En mettant $t_{b1} = t_{bo}-(t_{bo}-t_{bn})/n$ dans l'équation.(4.56),l'expression ci-dessus peut s'écrire sous la forme suivante

$$\frac{t_{bo}-t_{r1}}{t_{bo}-t_{bn}} - \frac{1}{n_{min}} > 0 \qquad (4.57)$$

En substituant la différence de la température (t_{bo}-t_{r1}), de l'équation(4.35) dans l'équation (4-57) en faisant l'approximation $PR \approx n/i$, h $n_{min} > PR$. Donc le nombre minimal des étages doit être plus grand que le rapport de performance. Ce résultat confirme la relation théorique approximative de (4.55). Finalement le nombre minimums des étages se trouve pratiquement plus grand que le nombre estime théoriquement. Pour l'instant, la corrélation empirique suivante est recommandée:

$$n_{min} \geq (5.5\ PR\text{-}13) \pm 8.1 \qquad (4.58)$$

4.5.4 Configuration d' échauffer :

Les deux types de conception, les plus répandus pour la réchauffeur sont : arrangement transversal [cross arrangement], et arrangement longitudinal. Leurs schémas sont représentés dans la figure. (4-6) les réchauffeurs à tuyaux longs ont un tube parallèle a l'écoulement de le sonunre. Pour l'autre type de conception, le tuyau est place trauseisalement à l'écoulement de la saumâtre les deux sont décrits ci-dessous:

a)Re Chauffeur avec de tuyau transversal :

- **Une réservoir de l'eau est nécessaire pour le transfert de saumure d'un étage a l'autre.**
- **La perte de charge est très élevée dans les réservoir de l'eau.**
- **Les réservoir de l'eau augmente la largeur de l'evoporateur.**
- **Il est facile de changer les tuyaux.**

b) Re Echauffeur à tuyaux longs :

- **Les réservoirs de l'eau sont utilisés uniquement entre les étages.**
- **Il sont recommandés pour des contrôles de grande capacité.**
- **Une réduction plus grande de perte de charge entre l'entre et la sortie compare à l'autre type.**
- **Le nombre de joints est réduit.**
- **nécessite moins d'effort pour la maintenance, [la corrosion est moins]**
- **Difficile à changer les tuyaux.**

La vitesse faible de la saumure développe le dépôt qui résulte en l'accumulation de couche calcaire et un mauvais coefficient de transfert de chaleur à l'intérieure de la surface des tuyaux. Sur l'autre cote, la haute vitesse fait une consommation de l'énergie de pompage. La vitesse recommandée et mentionnée dans la littérature est de 1.22 a 1.98 m/s.

4.5.5 Les relations de transfert de chaleur :

Le coefficient global de transfert de chaleur U, base sur la surface extérieure du tube et la différence logarithmique de la température moyenne entre la vapeur condensée et la température moyenne mixte de la saumâtre, est exprimée par,

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_c} + \frac{d_o \ln(d_o / d_i)}{2\pi k_w} + \frac{d_o}{h_i d_i} + r_f \qquad (4.59)$$

D'eau.

- h_c le coefficient de transfert de chaleur moyen entre la vapeur condensée et la surface extérieure du tube.
- h_i Le coefficient de chaleur moyen entre la surface intérieure du tube et la saumure.
- k_w La conductivité thermique du matériel du tuyau.
- r_f La résistance thermique de la couche de calcaire.
- d_o Le diamètre extérieur du tuyaux.
- d_i Le diamètre intérieur du tuyaux.

Le coefficient de condensation de transferts chaleur h_c, est calcule sous la forme suivante .

$$\left(\frac{h_c d_o}{k}\right) = 0.725 \left\{\frac{\rho^2 L g d_o^3}{\mu k (T_v - t) J}\right\}^{0.25} C \cdot F \qquad (4.60a)$$

Ou :

- ρ densité du vapeur .
- k La conductivité thermique de la vapeur .
- μ La viscosité de la vapeur
- L La chaleur latente de vapeur condensée .
- T_v Température de la vapeur .
- t température de l'ecoulement de la saumure a l'intérieur du tuyaux du réchauffeur.
- J Nombre de tuyaux dans le plan vertical.
- g L' accélération de la pesanteur.
- C Facteur de correction du nombre de tubes :

$$\text{for } J = 1, \qquad C = 1.13$$
$$2 < J < 16, \qquad C = 1.2379 + 3.561 \cdot 10^{-2} J - 1.5703 \cdot 10^{-3} J^3 \qquad (4.60b)$$
$$J > 16, \qquad C = 1.4017$$

F est un facteur de correction pour la présence de gaz non condense, défini par

$$F = 1 - 3.4313 \cdot 10X + 1.2268 \cdot 10^3 X^3 - 1.4923 \cdot 10^4 X^3; \quad X < 0.4\% \qquad (4.60c)$$

ou X es le poids de la fraction de gaz non condense.

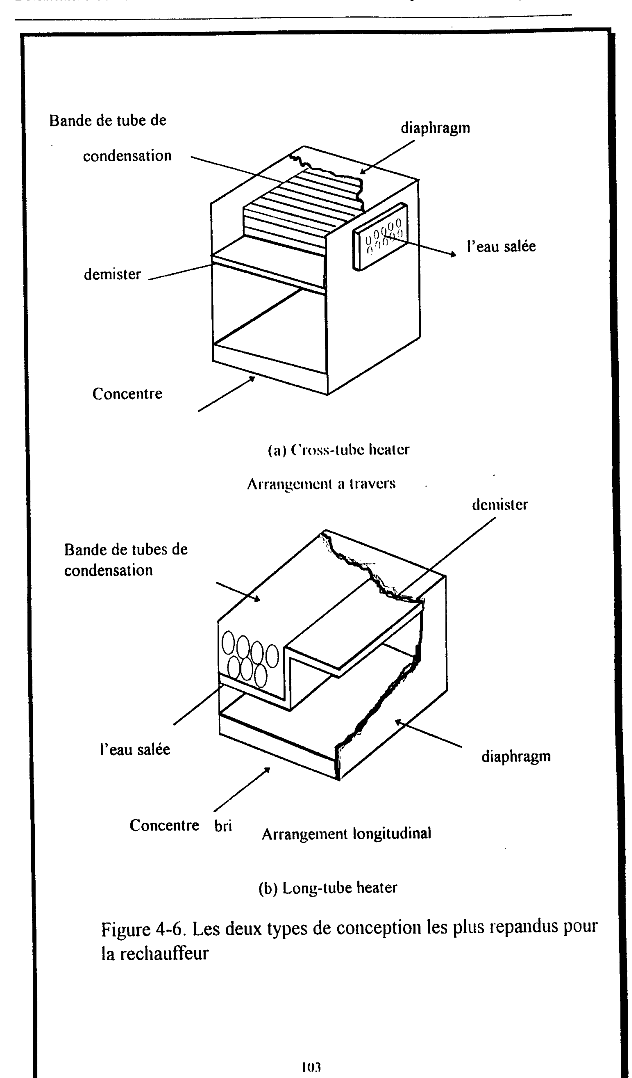


Figure 4-6. Les deux types de conception les plus repandus pour la rechauffeur

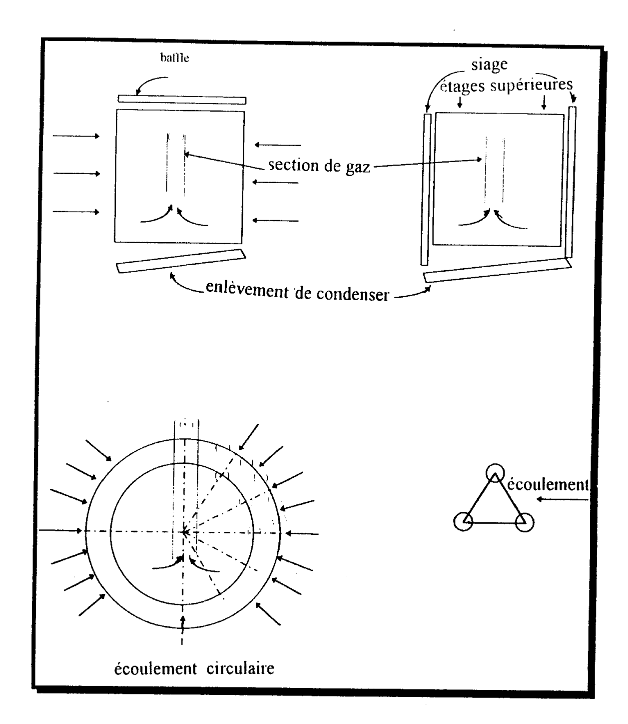


Figure (4.7) Configurations de band des tuyaux dans le pré chauffeur

a) Bande de tube rectangulaire , écoulement horizontale du vapeur

b) Bande de tube rectangular avec écoulement verticale du vapeur

c) Bande de tube rectangular avec écoulement radial du vapeur

Le figure (4.8) indique la réduction dans le coefficient de transfert de chaleur du à l'effet de gaz non- condense et l'augmentation demandée dans la surface de transfert de chaleur pour récompenser cet effet négatif.
Le coefficient de transfert de chaleur dans le concentre h_i, est calcule de

$$\frac{h_i d_i}{k} = 0.027(Re)^{0.8}(Pr)^{1/3}\left(\frac{\mu_{av}}{\mu_w}\right)^{0.14} \qquad (4.61)$$

Ou :

- Re Le nombre du Reynoldes base sur le diamètre intérieur du tuyaux.
- Pr Le nombre de Prendre.
- μ_{av} La viscosité de la saumure a la température moyenne.
- μ_w La viscosité de la saumure a la température de paroi.
- k La conductivité thermique.

Les propriétés de la saumure sont prises à la température moyenne : $(t_b+t_w)/2$

Des valeurs typique de la résistance thermique de la paroi sont :

$\frac{d_o}{2\pi k_w} \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)$=0.041 m^2.K/kW, for 70-30 Cu-Ni tubes of 0.167 cm épaisseur du paroi

$\frac{d_o}{2\pi k_w} \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)$ =0.025 m^2 .K/kW, pour le tube en titane ayant 0.05 cm épaisseur

La résistance au blocage [fauling] r_f est la résistance due a l'accumulation de dépôt, (dépôt calcaire), et les produits d' entretien. Les valeurs recommandé de résistance de blocage sont :

r_f = 0.08 m^2·K/kW for t_b < 50 °C

r_f = 0.17 m^2·K/kW for t_b > 50 °C

Les valeurs typiques des coefficient de transfert de chaleur global U, pour quelque martiaux des tubes: U = 3.27 kW/m^2.K; pour une section de recouvrement de chaleur ayant une vitesse de concentre = 1.7 m/s et fabrique de 70-30 Cu-Ni tubes.

U = 2.58 kW/m^2.K; pour une section de recouvrement de chaleur ayant une vitesse de concentre = 1.7 m/s fabriquée en acier inoxydable.

Ces valeurs sont basées sur une résistance de blocage de $0.09\ m^2K/kW$.

4.5.6Le rendement des étages :

Les profil de la température et de la pression à travers la n iem chambre du flash sont qualitativement montrés à la figure (4.9). La quantité cercle du débit massique de G_r rentre dans le chambre du flash a une température t_{rn} et quitte à une température légèrement plus élevée $t_{r(n-1)}$. La saumure rentre dans la chambre a une température $t_{b(n-1)}$, et la quitte à une température légèrement inférieure que la température t_{bn}. La pression soumne a l'entree de chambre P_{n-1}, est légèrement plus élevée que la pression P_n maintenue dans la chambre. Des que la saumure rentre dans la chambre, sa pression P_{n-1} chute a P_n. Donc une portion de le saumure est un flash de vapeur d'eau pure, ayant une température de saturation T_{vn} correspondant à la pression de chambre P_n. Comme la température de la saumure croit par conséquent à cause de chaleur absorbée dans le processus du flash la saumure atteinte donc une température d'équilibre t_{bn} en quittant la chambre.

La quantité actuelle de chaleur extraite de la saumure par flash dans un étage , relative au quantité idéale extraite si sa température est tombe à la bonne température de saturation de l'eau pure T_{vn}, est définie comme rendement de l'etage ou le chambre de flash.

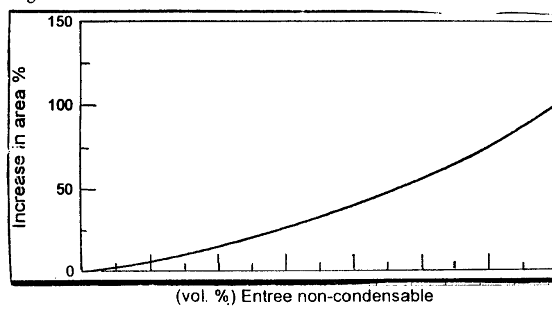


Fig. (4.8)

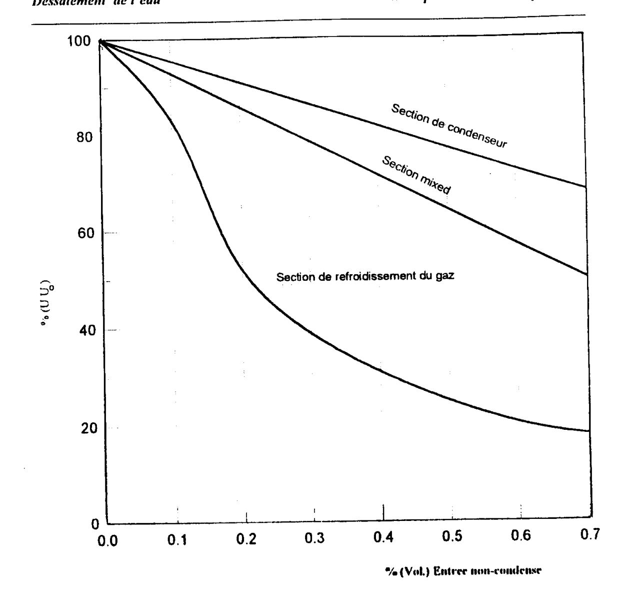


Figure 4-8. La reduction dans le coefficient de transfert de chaleur dû à l'effet de gaz non-condense

$$\xi_c = \frac{t_{b(n-1)} - t_{bn}}{t_{b(n-1)} - T_{vn}} \quad (4.62)$$

d'au :

$t_{b(n-1)}$

température du concentre a l' entre de la chambre .

t_b

température du concentre a la sortie de l'etage .

T_{vn} est la température de saturation de l'eau pure correspondant à la pression de la chambre .

Le rendement d'etage ou de la chambre ξ_c est bas si la chambre n'a pas atteint la condition d' équilibre thermique.
la chambre .

Le valeur optimale d'equilibre thermique est offerte par plusieurs facteurs comme la géométrie intérieure de la chambre (exemple les plat , baffle .... etc.......) , Le rendement chute rapidement quand la longueur de la chambre diminue au dessous de longueur minimum optimale.

Dans une chambre de flash efficient, la température du concentre s'approche de la température d'equilibre imposée de par la pression dans la chambre . Une corrélation empirique , proposée par Richard et westgarth en 1964, détermine la distance minimum optimale entre le haut du plat et la paroi de la chambre opposée L_1, ce qui assure un rendement d'etage plus grand que 99%, et il est tll que :

$$L_1 = (1.7\times 10^{-6}\,\bar{G}_b^* - 0.216)\,F_1\,F_2 + 0.0254\,F_3 \qquad (4.63)$$

d'au :

$$F_1 = \left(\frac{339}{t_b + 273}\right)^{3.12}$$

$$F_2 = 0.736\,(\Delta t_b)^{0.6}$$

$$F_3 = (3.6 + 24.8\,l\,)$$

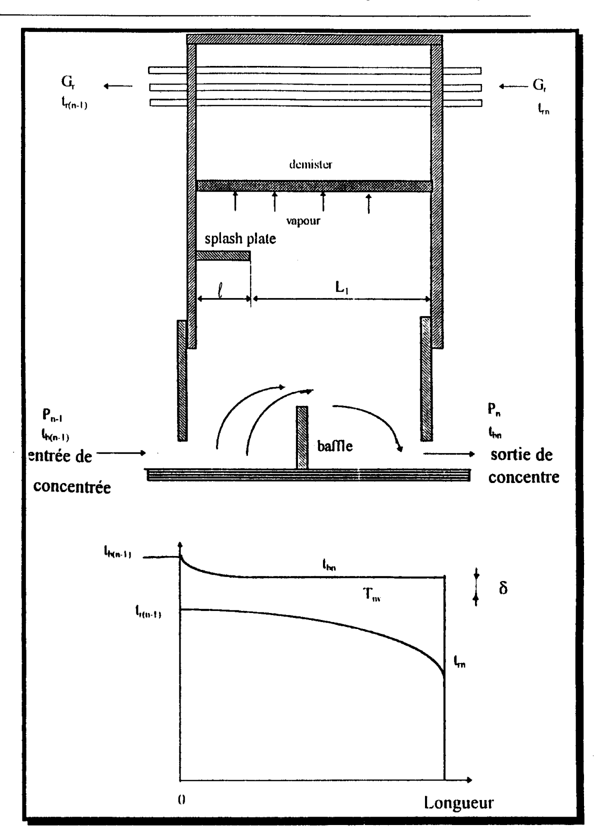


Figure (4.9) Profil de température dans un etage ..

Les valeurs pratiques pour les variables dans l'equation sont:

t_b est la température du concentre a l'entree , = 50-94 °C,

Δt_b est la chute de température entre etage, = 1-4.5°C,

G_b^* La débit du concentre par unité de largeur, : $300 \times 10^3 - 750 \times 10^3$ kg/hr.m

l La longueur du splash flash plat , = 0.125 - 0.375m.

A titre d'exemple pour t_b=65 °C, Δt_b=1.7 °C, et G_b de300000 a 750000 kg /hr.m, Le changement dans le rendement de la chambre du flash ζ_c, en fonction du longueur de la chambre sont présentes a la figure (4.10).

D' une façon similaire, l' efficacité du réchauffeur de chaleur est décrite par

$$\xi_h = \frac{t_{r(n-1)} - t_{rn}}{T_{vn} - t_{rn}} \tag{4.64}$$

d'au :

t_{rn} température d'entree de la quantité G_r circulant dans le échauffer,

$t_{r(n-1)}$ température de G_r a la sortie du réchauffeur.

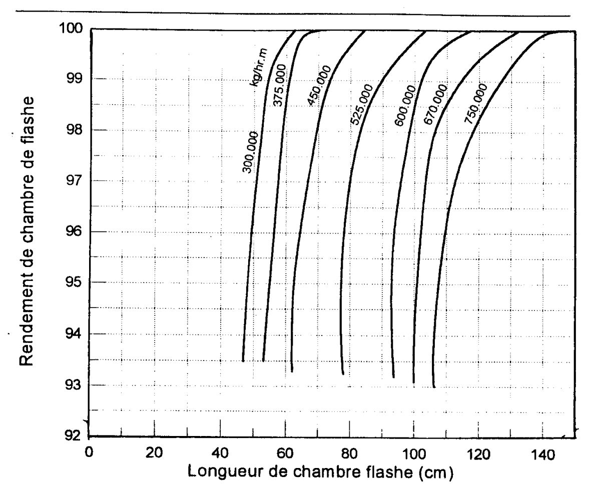


Figure 4-10 Les variations dans le rendement de la chambre du flash ζ_C, en fonction de la longueur de la chambre.

Brièvement, le géométrie de la chambre du flash doit répondre aux spécifications suivantes :

- Une superficie de la section assez grand pour le flash de la saumure .
- Hauteur suffisamment importante au-dessus de demister pour séparer les gouttes de la saumure emportées avec la vapeur .
- Longueur suffisante pour arriver a l'equilibre thermique dans la saumure quittant la chambre .
- couvercles fabriques en acier au carbone.
- suffisamment d'espace pour loger la bande du tuyau du réchauffeur, de la saumure de ventilation. .

- La perte de température par étage est due a : :

  La chute de pression de vapeur passant au demister. Les pertes thermiques associées sont signifiantes uniquement dans le dernier étage de basse pression. [large volume spécifique du vapeur] la chute de température est évoluée approximativement a 0.28 °C.
- L'elevation du point d'ebulition δ, est située entre 0.28 °C dans les étages a haute température et $\approx$ 0.83°C dans les étages a basse température.

Donc, la perte totale de température dans un étage ε, est située entre : $1°C \leq \varepsilon < 2°$ C.

4.5.7- Orifices d'entrées des étages

Les orifices d'entree des étages sont utilisées pour maintenir une chute de pression correcte entre deux étage ssuccessif , pour génère la quantité maximum de vapeur , il y a deux type d'orfices d'entree aux étages :

a) Portail de type sluice :

Les détails de ce portail sont montres a la Fig. (4.11). Il est normalement utilise pour plante a haute capacité :, (> 750000 kg/hr.m). Le débit peut être soit submerge au libre. Ce type d'orifice est simple a construire et ayant une intervalle large pour la variation de débit . De toute façon il a un inconvénient , il provoque l'entrainement de goutte de concentre avec la vapeur génère. La conception de ce portail est base sur la corrélation suivante :

$$G = C_d \rho A \sqrt{2g \, \Delta P / \rho} \qquad (4.65a)$$

d'au :

G Débit massique du concentre (la saumure) .

C_d Coefficient de débit, cf., Fig.(4.12).

ρ La densité du concentre (de la saumure) .

A Superficie de la réaction de portail .

ΔP est la différence de pression a travers le portail, est calcule par les formules suivantes :

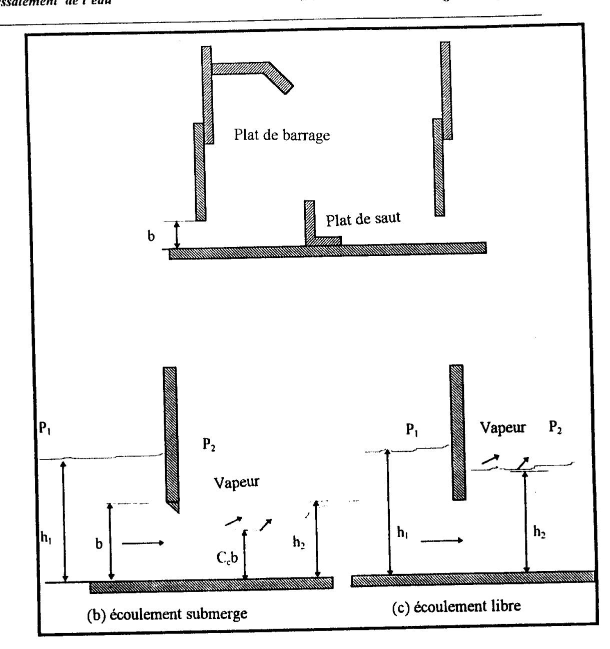


Figure (4.11) Ecoulement a travers les portails

Débit libre : $\dfrac{\Delta P}{\rho} = \dfrac{(P_1 - P_2)}{\rho} + (h_1 - C_c b)$ (4.65b)

Débit submerge: $\dfrac{\Delta P}{\rho} = \dfrac{(P_1 - P_2)}{\rho} + (h_1 - h_2)$ (4.65c)

d'au .

- P_1 la pression a l'etageen amont de portail,
- P_2 la pression a l'etageen aval de portail .
- C_c la coefficient du surface de (shrinkage) (~ 0.6).
- b l'hauteur de portail .
- h_1 l'hauteur de la saumure a l'amont de portail .
- h_2 L' hauteur de la saumure au courant t descendu au portail

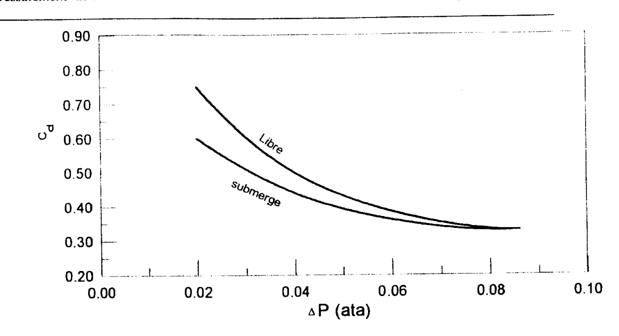


Figure 4-12 La relation entre la pression et c_d.

B) L'orifice de type boite :

Ce type est utilise pour des débits faibles (<750000 kg/hr.m).la même relation (4.65a) peut être utilisée pour la conception de l'orifice sauf il est remplace par :

$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2$ (cf. , Fig. (4.13))

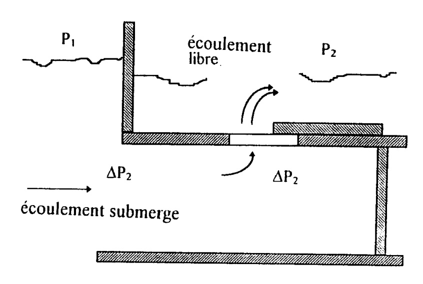


Figure 4-13 Orifice type boite

La chut de pression entre les étages ΔP, décroît avec le nombre d'etages et la hauteur de l'ouverture de l'orifice la figure (4.14) illustre un exemple pratique pour la dépendance de l'hauteur de l ouverture de l'orfice , sur le nombre des étages .

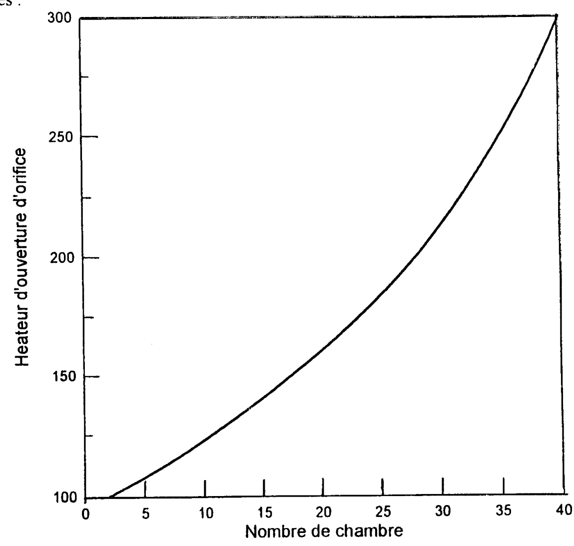


Figure (4.14) Un exemple pratique pour la dépendance de l'hauteur de l'ouverture de l'orfice , sur le nombre des étages

4.5.8 Demister

Demister or séparateur mixe est utilise pour séparer le goutte du concentre de vapeur flashe . La masse du concentre entraînée peut être évalue a :

$$E_i = 30129\,(G^3\,v^2 \times 10^{-8})^{-0.157} \quad , (G^3\,v^2 \times 10^{-8}) < 157$$

$$= 167\,(G^3\,v^2 \times 10^{-8})^{-0.87} \quad , (G^3\,v^2 \times 10^{-8}) > 157 \qquad (4.66)$$

d'au .

E_i masse entraînée de la saumure, en Kg/ million kilogrammes de vapeur .

G mass de vapeur en kg / hr par mètre Carrée de surface de l'evporateur.

v est le volume spécifique de vapeur, m^3/kg.

Au, faible taux de production de vapeur , E_i décroît avec le taux de production , et vice versa aux grand taux de production, le rendement de demister est défini par :

$$\xi_d = \frac{E_i - E_o}{E_i} \tag{4.67}$$

d'au

$$E_o = E_i e^{-\alpha_l th^{-\alpha t}}$$

$$\alpha_l = 0.262 \ln V + 0.604$$

$$V = 0.106\left(\frac{\rho_v - \rho_l}{\rho_v}\right)^{0.5}$$

E_o Le taux d'entrainement dans la cote descendant de demister .
E_i Le taux d'entrainement dans la cote mountant de demister .
th Epaisseur de demister, cm.
α_l coefficient d'attenuation, cm^{-1}.
V la vitesse superficielle au demister , m/s.
ρ_V la Densité de vapeur , kg/m^3.
ρ_l Densité , kg/m^3.

La chute de pression ΔP a travers le demister est la somme de :

1- Chute de pression cause par le frottement contre le fil de demister , ΔP_d (en centimètre d'eau),même comme la chute de pression sèche .
2- Chute de pression du au charge de liquide dans le demister, ΔP_l (en centimètre d'eau).

i.e. $\Delta P = \Delta P_d + \Delta P_l$

la chute de pression sèche ΔPd est calcule par la relation suivante :

$$\frac{\Delta P_d\, g\alpha^3}{th\, \rho_v\, V^2} = 5.16 \times 10^{-3}\left\{\frac{\rho_v V}{a\,\mu}\right\}^{-0.2747} \tag{4.68}$$

cependant la chute de pression de charge de liquide est calcule par :

$$\Delta P_l = 10.8\left\{V\sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l - \rho_v}}\right\}^{2.658}(E_i V \rho_v)^{0.1485} \tag{4.69}$$

Dans les deux relations précédentes les variables sont :

g L'acceleration de pesanteur = 9.81 m/s^2.
a L'air de surface spécifique de demister , m^2/m^3.

ρ_v densité du vapeur , kg/m^3.
ρ_l densité de concentre, kg/m^3.
μ viscosité de vapeur, kg/m.s
th l' épaisseur de demister, cm.
α la fraction vide dans la superficie d'une section , . dimensionnelle.

4.5.9 Le rendement de l'usine et les paramètres de fonctionnement :

Dans cette section, les effets de quelque paramètres de fonctionnement, sur le rendement de la centrale vont d'être aborde . Pour cette raison une autre expression de rendement de centrale va être utilisiez. La dérivation est base sur les hypothèses suivantes :

1-La différence de température du concentre est similaire entre les étage Δt_b.
2- L'augmentation de la température d'alimentation est similaire dans tout les réchauffeurs Δt_r
3- Egalités entre Δt_r et Δt_b.
4- Les efficacité des réchauffeur d'alimentaion sont similaires.
5- Les étages ont la même efficacité ζ_c.
6- Les pertes totales de température dans tout les étages sont constantes ., ε = constant.

On peut définir maintenant un facteur qui regroupe le rendement d'etage ζ_c et l'effecacite du réchauffeur ζ_h de la façon suivante

$$\frac{1}{m} = \frac{1}{\xi_h} + \frac{1}{\xi_c} - 1 \qquad (4.70)$$

substituant les expression ζ_c et ζ_h de l'equation (4.62) et (4.64), dans l'equation (4.70):on arrive a :

$$\frac{1}{m} = \frac{T_{vn} - t_m}{\Delta t_r} + \frac{t_{b(n-1)} - T_{vn}}{\Delta t_b} - 1 \qquad (4.71)$$

En prenant en compte l'egalite Δt_r et Δt_b, l'equation. (4.71) devient :

$$\frac{1}{m} = \frac{t_{b(n-1)} - t_m - \varepsilon}{\Delta t_r} \qquad (4.72a)$$

pour n = 1, devient:

$$\frac{1}{m} = \frac{t_{bo} - t_{r1} - \varepsilon}{t_{r1} - t_{r2}} \qquad (4.72b)$$

En exprimant la différence de température $(t_{bau}-t_{rl})$ explicitement

$$t_{bo}-t_{rl}=\frac{t_{rl}-t_{r2}}{m}+\varepsilon \qquad (4.73)$$

En introduisant la relation (4.34) dans l'equation ci-dessus, on obtient :

$$t_{bo}-t_{rl}=\frac{(t_{bo}-t_{bn})+\varepsilon m(n-i)}{m(n-i)+1} \qquad (4.74)$$

En considérant. (4.33) et (4.37) on obtient

$$PR=\frac{G_d}{G_r}\cdot\frac{L}{C_P(t_{bo}-t_{rl})} \qquad (4.75)$$

de l'equation. (4.31) pour de grands nombres d'étages nous avons :

$$\frac{G_d}{G_r}\approx\frac{C_P(t_{bo}-t_{rl})}{L}(1-\frac{c}{2}) \qquad (4.76)$$

$$\approx\frac{C_P(t_{bo}-t_{rl})}{L}(1-\frac{G_d}{2G_r})$$

En considérant les Equation (4.74), (4.75) et (4.76) on obtient l'expression du rapport de performance PR,

$$PR=(1-\frac{G_d}{2G_r})(\frac{(n-i)m+1}{1+\frac{\varepsilon(n-i)m}{(t_{bo}-t_{bn})}}) \qquad (4.77)$$

Les résultats précédents conduisent aux conclusions suivantes :

- PR augmente avec m.
- m décroît avec ζ_c et/or ζ_h
- ζ_h dépend du coefficient du transfert de chaleur global U qui dépend a son tour directement de la résistance de blocage .

Pratiquement , la valeur de m varie entre 0.3 et 0.7 et dépend de ζ_c et ζ_h. Donc, une amélioration de PR pourra être accomplie par :

- l'augmentation de m par l'elimination de gaz non condenses, en minimisant la formation de couche calcaire , et en gardant ζ_c près de un, par l'optimisation de la longueur de la chambre du flash .
- l'augmentation du rapport de masse , G_r/G_d.
- la réduction de la perte de température ε
- l'augmentation du nombre d'étages n .

Si n est augmente dans façon indéfini, Equ (4.77) se réduit aux :

$$PR_{max} = (1 - \frac{G_d}{2G_r})(\frac{t_{bo} - t_b}{\varepsilon}) \quad (4.78)$$

Dans la pratique , PR et n, sont déterminées par optimisation entre le taux de la production et le coût, les centrales de dessalement de grandes capacités ont un grand RP (par conséquent un grand n) . Le nombre d'étages de_section_de chaleur est souvent prise de 3 a 4 pour les grandes usines, ce nombre est pris égale 2 pour les petites usines. La limite pratique du rapport de performance est de 12:1 mais la procédure d'optimisation du coût et de la consommation énergétique réduit la valeur de PR a 9:1. La consommation énergétique est souvent appréciée en terme de rapport de performance entre le dessillé sorti et la consommation de chaleur de vapeur. La puissance électrique demandée pour faire fonctionner la pompe est obtenue d'systeme électrique de la centrale. La valeur de puissance demandes pour faire fonctionner la pompe et les autres équipements électriques dans une grande usine de dessalement par éclair [MSF] est approximativement 3.7 kw par mètre cube d'eau produite.

Les problèmes de formation d'un dépôt de calcaire et la corrosion, apparaissants dans les premières unités de dessalement par éclair, ont été résolus maintenant par le système moderne de dosage des produits anticorrosion et l'utilisation de matériels anticorrosion. Les additions de polymères de haute température ont réduit la formation de couche calcaire bserve avec le sodium polyphosphate, et a permis l'utilisation de hautes température de fonctionnement, sans risque de corrosion, souvent observe avec le dosage d'acide. La plupart des unités modernes ont des parois intérieures revêtues de cuivre et de nickel. Et par fois d'acier inoxydable dans les étage de haute température on utilise des revêtements métalliques convenables. Pour améliorer la protection, il faut deaire l'eau de Mer d'alimentation pour arriver a une concentration d'oxygene de moins que 50 ppm. Les surfaces de transfert de chaleur sont généralement fabriques avec une haute qualité Moulage de cuivre mais, le titane doit être utiliser pour les tuyaux des éjecteurs condenseurs, ou les conditions de corrosion sont favorables la sélection des matériaux convenables. Le corps du condenseur, et les tuyaux, constitue un problème car l'écoulement du fluide est très corrosif.

Références :

1- K.S. Spiegler (ed.), " Principles of Desalination", Academic Press, NewYork, 1966.

2- V. Janisch and H. Derchsel ," Solare Mearwasser-Entsaltzung", Verlag Friedr. Vieweg & Sohn, Braunschweig, Wiesbaden, FRG, 1984.

3- F.M. White, "Heat and Mass Transfer", Adison -Wesley, New York, 1988.

4- M.P. La Bar et al., " Power and Water Co-production Feasibility for Florida Power & Light Power Plants", Proceeding of Meeting Today's Water Challenges, Vol. 88, pp. 267-277, CA, USA, 1992.

5- M.A.Syed, G.C.Nihous, and L.A. Vega, " Desalinated Water Production with Flash Evaporators and Surface Condensers Developed for OC-OTEC Applications", Proceeding of Oceans, Honolulu, USA, 1991.

6- T.A. Peters, " Desalination and Industrial Waste Water Treatment with the ROCHEM Disc Tube Module", proceeding of the 12th International Symposium on Desalination and Water Re-use, Vol. 83, pp. 159-172, Malta, 1991.

7- O.K. Buros, "The Desalting ABC's", Saline Water Conversion corporation (SWCC), Research Department, Riyadh, Saudia Arabia, 1990.

8- A. Frankel, "Flash Evaporators for the Distillation of Sea Water," Proc. Mech. Engrs. London, 174:312 ,1960.

9- R.S. Silver, "A Review of Distillation Proccesses for Fresh-Water production from the Sea," Fresh Water from the Sea, Dechema Monograph, vol. 47, Verlag Chemie, Weinheim-Bergstrasse, West Germay, 1962.

10- F.C. Standiford, "Evaporation," Chemical Engineer's Handbook, R.H. Pery and C.H. Chilton, eds., 5th McGraw Hill, New York, 1973.

11-S.F. Mulford, "Low Temperature Flash Distillation from Sea Water,' Proceeding of Symposium on Saline Water Conversion, 1957, National Academy of Science-National Research Council Publication 568, pp. 91-101, Washington, D.C., 1958.

12- M. D'orival, "Water Desalting and Nuclear Energy," Verlag Karl Thiemig KG, Muenchen, West Germany, 1967.

13- N. Wade, " A Practical Comparison between MSF and Falling Film Evaporator process," proceeding of the 6th International Symposium on Fresh Water from Sea, Vol. 1, pp. 327-326, 1978.

14- N. Wade, " Choice of Desalination and Power Plant," Middle East Water and Sewage (Desalination Supplement), Vol. 9, No. 5, pp. 3-7, 1985.

15- M. Kishi and S. Inohara, " Development of a Fully Automatic MSF Plant," Middle East Water and Sewage (Desalination Supplement), Vol. 9, No. 5, pp. 8-11, 1985.

Symboles

A_n L'air de transfert de chaleur de n réchauffeur de recouvrement .
A_e L'air de transfert de chaleur d'echaufeur de vapeur extérieur .
A_{rej} L'air de transfert de chaleur du rechauffeur de rejection.
A_{rec} L'air total de transfert de chaleur des chauffeurs de recouvrements .
A_T Le nombre de Jacob défini par l'equation (4.29) .
A La surface gobale de transfert de transfert de chaleur, voir Eq. (4.17)
c Nombre de Jacob defini par Eq. (4.29)
C_f Concentration de sel de l'eau de mer d'alimentation
C_o Facteur défini par l'équation (4.53)
C_p chaleur spécifique
d_i diamètre intérieur du tube
d_o Epaisseur de demister
dt Epaisseur de demister
g L'acceleration de granite .
G_b Début massique de la saumure [brine]
G_c Debit massique l'eau de mer d'alimentation .
G_d Début massique de distillée .
G_f Débit masque de l'eau d'alimentation de recompensation [make up feed]
G_r Débit massique de quantite recycle .
G_s Debit massique du vapeur
h Coefficient de transfert de chaleur moyenne .
i Nombre d'etage de rejection de chaleur .
k Conductivité thermique
L_l Chaleur latente
L Langueur optimal du chambre .
m Facteur defni par équation (4.70)
n Le nombre total des étage du système
P Pression .
Pr Nombre du Prandt .
PR Rapport du performance .
r Résistance thermique de blockege
Re Nombre du Reynolds .
t_{bo} Température de la saumure a l'entree de la premier chambre .
t_{bn} Température de la saumure a la sortie de dernière chambre .
t_{fi} Température de l'eau de mer a l'entree du plante .
t_{fo} Température d'alimentation de recompensation [make up feed]
t_{rl} Température de quantité recycle a l'entree d'echaufer extérieur .
T_{vn} Température de vapeur dans n-ieme etage
T_o Température de solution du vapeur d'echaufe a l'entree
Δt_b Chut de température de concentre a une étage .
Δt_f L'augmentat de température d'alimentation a travers l'echaufer de recouvrement .
ΔT_m La différence moyenne de température logarithmique , voir equ . (4.7)

Δt_r L'augmentation de température du quantité recycle dans l'echaufer de recouvrement .

ΔT_v La différence de température entre étage

U Le coefficient global de transfert de chaleur .

U_θ Coefficient global de transfert de chaleur de l'echaufer extérieur

U_r Coefficient globale de transfert de chaleur de l'echaufer de recouvrement

V Vélocité

x_f Rapport d'alimenation

x_c Facteur de concentration

δ Elévations du point d'ebultion

η paramètre defini par l'eq(4.20).

ε perte de température total dans une étage

ξ_o Rendement du chambre au étage

ξ_h Efficacite d'echauffer

ξ_d Efficacite d'echauffer

μ Viscosite dynamique

ν viscosite cinetique

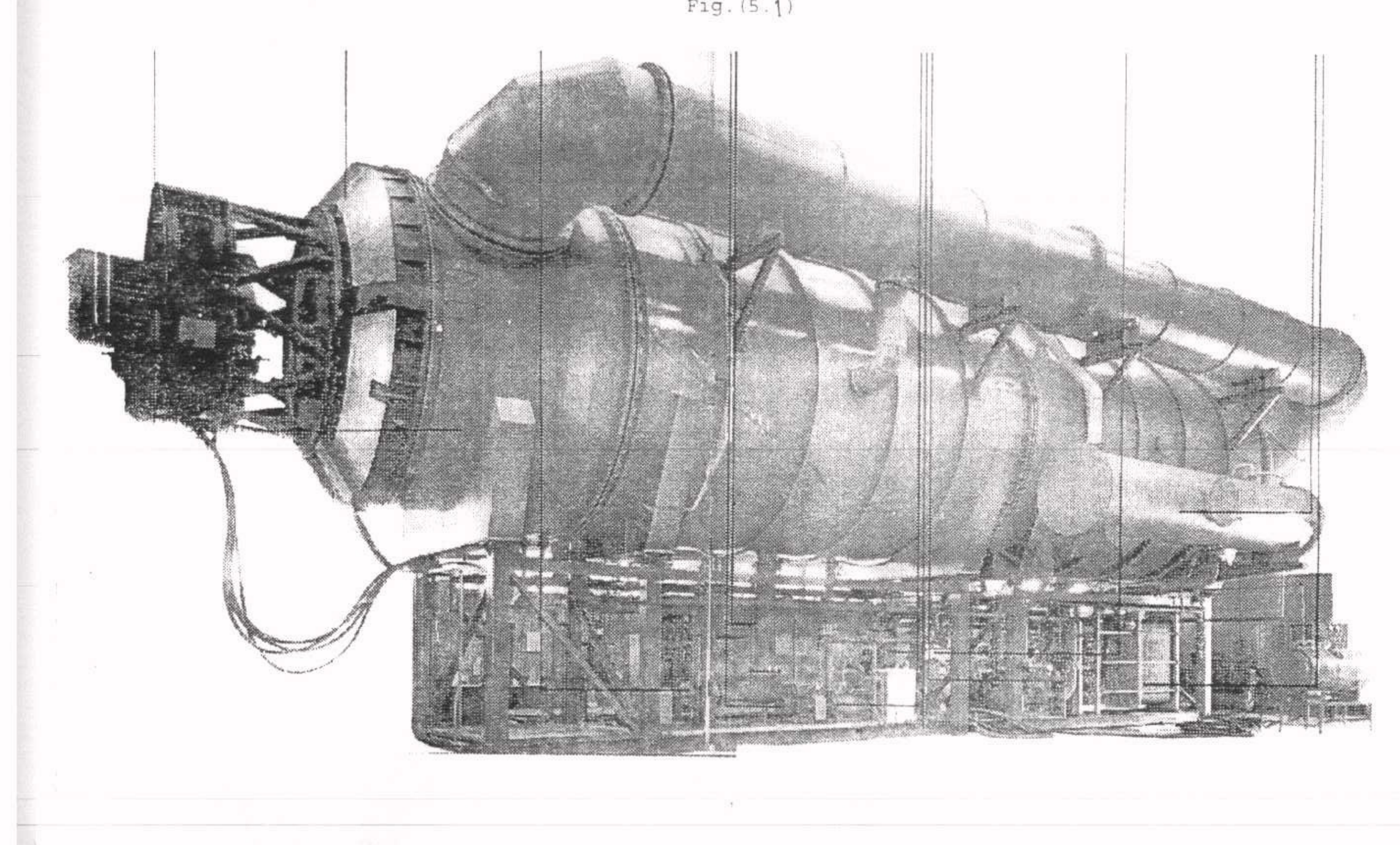
ρ Densité

CHAPITRE V

DESSALEMENT PAR COMPRESSION DE VAPEUR

Vue generale d' une unite de production de l' eau en utilisant les principes de compressio de vapeur (Source societé IDE)

Fig. (5.1)



5-1 INTRODUCTION :

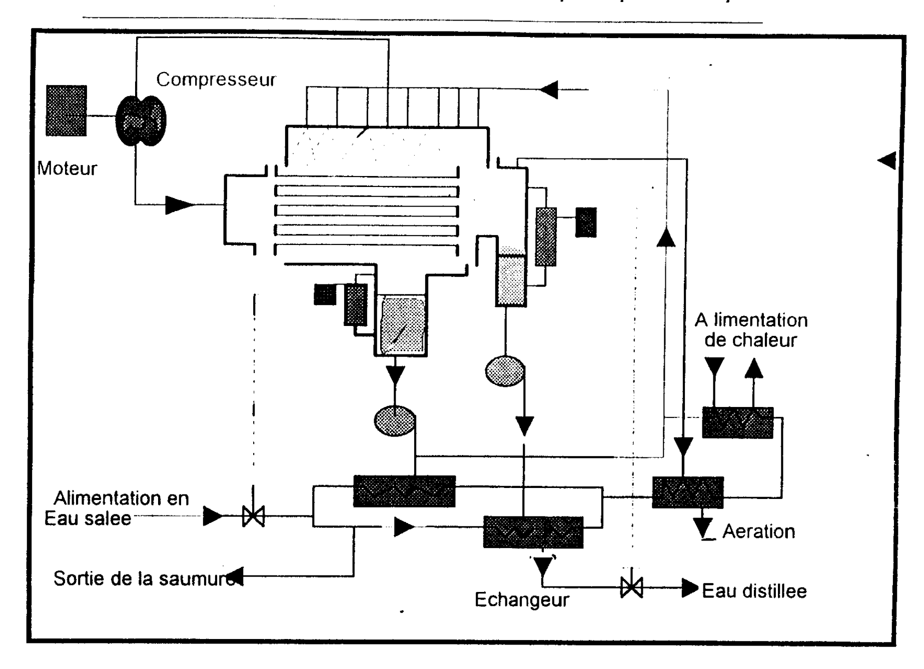
La distillation par compression de vapeur est une des plus performantes méthodes de dessalement. Sa haute performance est réalisée grâce a sa simplicité, elle ne nécessite pas plusieurs étapes comme dans le processus à effets multiples, elle fonctionne à pression atmosphérique.

La vapeur produite par évaporation de l'eau salée est sur chauffée grâce aux bas degrés d` ébullition. Donc la vapeur est condensée à une température plus basse que le point d'ébullition de la solution . Si la vapeur est comprimée à une pression plus élevée, sa température d'ébulition va augmenter, grâce à l'introduction de l' énergie.

Si les augmentations de pression et de température sont importantes, la vapeur issue pourra être utilisée comme une source de chaleur pour l'evaporation de la solution de l'eau salée. Quand la vapeur retourne aux bande tuyaux de l'évaporateur, elle se condense en délivrant sa chaleur latente. C'est ainsi qu'une quantité de vapeur supplémentaire est produite.

Les chaleurs latentes d'évaporation et de condensation des fluides sont presque identiques. Donc l'énergie demandée pour assurer la continuité de processus est seulement le besoin en énergie pour dépasser le point d' ébullition du coté de l'évaporation , et pour maintenir une petite différence nécessaire pour assurer l'écoulement de chaleur. La différence des températures usuelles est de l'ordre de 4 a 5°C pour minimiser la consommation énergétique. Pour ces raisons, ce processus donne un rapport très élevé de performance.

Dans un processus de compression de vapeur, la pompe de chaleur, recycle la chaleur latente du coté de l'évaporation au coté de la condensation de la même surface d'échange de chaleur. La chaleur reinjectee et supposée égale à la puissance qui alimente le compresseur. Ceci est beaucoup moins que la chaleur latente impliquée dans la production de la vapeur. La figure (5.1) montre un diagramme schématique d'une usine qui fonctionne à la pression atmosphérique.



Figure(5.2) Schéma d' une installation d' une unité de dessalement à compression de vapeur

Légendes pour la figure (5.3) [page suivante]
1-une paroi poreuse pour l' enlèvement des gouttes salées avec la vapeur montante.
2- Une bande de tuyaux (condenseur de la vapeur à l'intérieur des tuyaux)
3- Alimentation en eau du système à travers de plaques perforées.
4-Compresseur.
5- Un corps cylindrique comprtant les 4 cellules d'évaporation.
6- Condenseur- pre-echauffement de l' alimentation en eau.
7- Alimentation en eau salée.
8- Système de vide comprenant un hydro éjecteur alimente par une pompe tournante en circuit ferme.
9- Sortie du produit.
10-Pompe de produit.
11- cabine comprenant, les circuits électriques et le système de sécurité.
12 -entrée de la vapeur haute pression.
13 -pompe de saumure.
14- Tuyaux du transfert de saumure.
15-Le tirage de saumure.
16- Le dosage du produit de trait

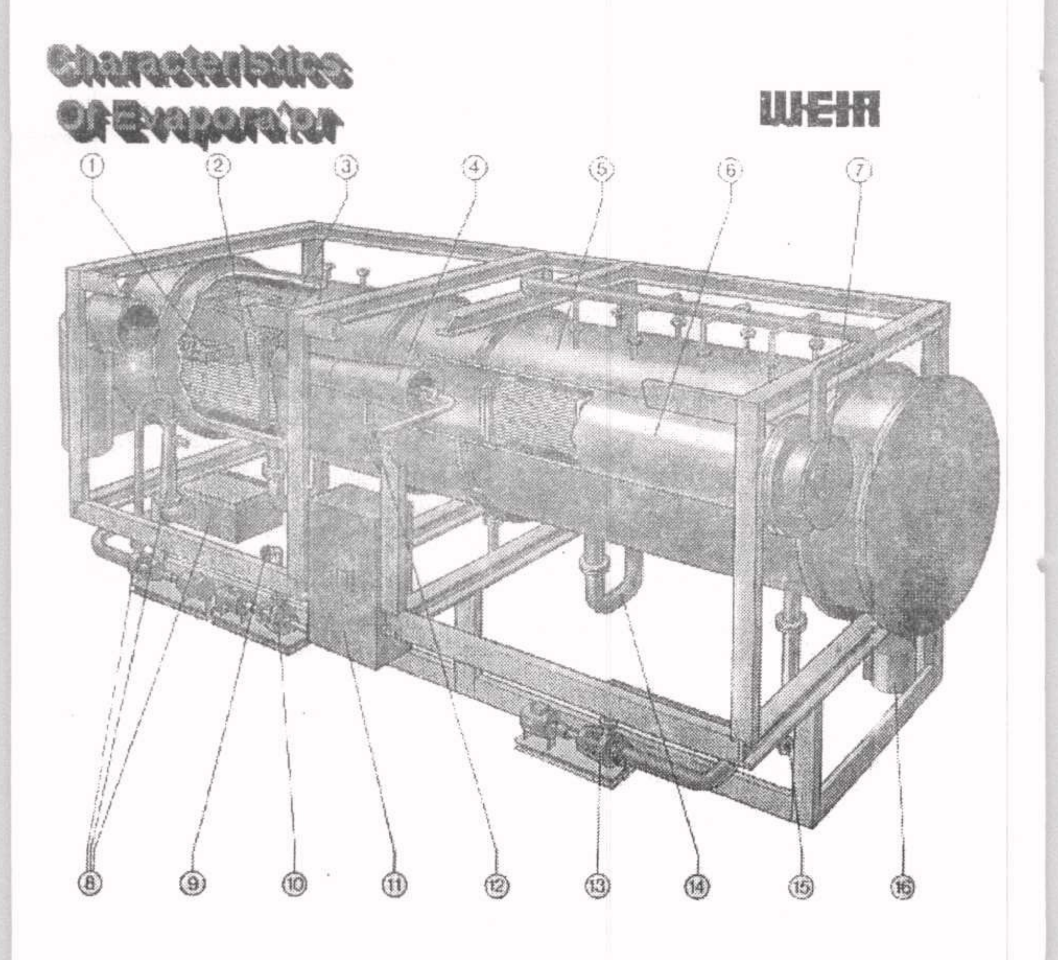


Figure 5.3 Une installation d'un système de dessalement par compression de vapeur.[source.WEIA ,(10)]

5-2- Le processus:

La majorité des opération des usines de CV (compression de Vapeur) fonctionne prés des points d'ébullition à la pression_atmosphérique, et il est possible de chauffer l'eau d'alimentation a cette température avant l'évaporation, Le pré échauffement est réalisé en absorbant la chaleur de la saumure et du distillat à travers l'échangeur de chaleur, liquide/liquide. Ces échangeurs peuvent recevoir 90 % de la chaleur disponible, mais en général ils ont de grande dimensions et ils sont coûteux, ce qui est considéré comme un inconvénient majeur de l'usage de ce processus. Il faut noter aussi que la température de l'eau produite ainsi que celle de la saumure sortie (eau salée concentrée) ne sont qu'a quelques degrés plus chaudes que la température de l'eau salée d'alimentation.

Les objectifs de l'utilisation de cette méthode sont :

- Sauvegarder l'environnement, par la diminution de la pollution thermique, donc on porte pas atteinte à la faune.
- L'économie de l'énergie, en utilisant toute sortes de sourcesd'énergie.

L'eau de l'alimentation déjà préchauffée, est réchauffée de nouveau par injection thermique venant du compresseur, on recycle a l'évaporateur un mélange d'eau d'alimentation et de la saumure.

L'évaporateur peut être du type (falling Film) Couche descendante, en arrangement horizontal. La saumure est arrose sur la série de tubes de l'évaporateur, à l'entree de ces tubes, la vapeur circule, une partie de la saumure s'évapore, le reste est collecté dans le premier réservoir et ensuite recyclé au second effet. Chaque Kg de vapeur condensé produit, fait sortir a l'aval un peu moins d'uns 1kg de saumure. Le flash de vapeur du premièr effet passe à travers un séparateur dans un second effet. (comme dans un processus typique à effets multiples). Ici, le flash de vapeur est utilisé comme un moyen de chauffage. La vapeur condensée est collectée comme produit distillé au fond du récipient, ensuite elle circule à l'intérieur d'un échangeur pour être refroidie et envoyée au stockage.

La saumure passe à travers le tube du second effet et se vaporise partiellement. Le reste est recyclé au suivant effet, aussi la vapeur que devient une source de chaleur pour le suivant effet. Ceci se poursuit jusqu'au dernier effet, la vapeur, au dernier effet (au le premier si il y a un seul effet) est envoyée au préchauffement et le reste a l'évaporateur, du premier effet,(d'ou il est utilisée comme source de chaleur). Ce système ne nécessite pas de condenseur final à l'aval au de l' eau pour le refroidissement.

Si le débit de l' écoulement de la saumuer à la sortie est important, veut dire que la perte de chaleur est grande. Car l'énergie thermique en forme de chaleur sera jetée, et par conséquent les performances diminuent, et le

compresseur ne peut pas fournir l'augmentation en énergie demandée pour compenser la perte. Dans ces situations un chauffage électrique, ou vapeur supplémentaire peut compenser la perte de chaleur. Certainement cette solution augmente le coût du système. Un autre inconvénient, pius qu'est qu'il faut fournir une quantité supplémentaire de l'énergie au moment du démarrage pour faire augmenter la température du l'eau salée d'alimentation jusqu'au point d'ébullition, une fois l'ébullition est commencée, elle sera maintenu par l'énergie extérieure fournie par le compresseur, et on n'à plus besoin d' énergie thermique. La consommation de puissance varie entre 17,5 et 24,3 kW h pour chaque mètre cube d' eau produite, dans les usines de co-gemneration, la consommation de puissance diminue jusqu'au 1,2 à 3,7 kW /mètre cube en utilisant des éjecteurs de vapeur et la consommation en vapeur est de 134 à 188 Kg vapeur pour chaque mètre cube d' eau produite.

Une partie de la saumure au dernier effet est tirée pour pré chauffer l'alimentation en eau salée, de cette manière on contrôle la concentration de la saumure recyclée.

Dans une unité typique de (CV) la moitié de l' alimentation en eau salée est évaporée. En partant d'une eau d'alimentation de 3,5% de concentration en sel, la concentration finale de la saumure serait de 7%. Avec l'hypothèse que l'évaporation est compensée en continue par l'eau salée, même à cette concentration de 7% il faut prendre des mesures pour éviter la formation de couche calcaire, pour éviter le dépôt calcaire par $CaCO_3$, Mg (OH_2), on utilise les produits chimiques comme AC-200 qu'on mélange avec l'eau d' alimentation. Ces produits chimiques ont les trois effets suivants:

1- Réduction du taux de dépôt des couches de calcaire
2- Affaiblissement la structure d'adhésion de la couche, et aussi la réduction de sa force d' adhésion à la parois intérieure du tube.
3- La structure de couche est faite d' une manière telle qu'elle permet la pénétration des acides pour l' enlèvement de ces couches.

Il faut avoir un nettoyage périodique du tuyau, pour enlever la formation de la couche calcaire. Les détails des méthodes de prévention sont expliques au chapitre 9.

5-1-Le Compresseur:

Deux méthodes sont utilisées pour comprimer la vapeur, dans la première, on utilise un compresseur mécanique qui tourne à l'aide d'un moteur

diesel ou une turbine, dans la deuxième le moteur est remplace par un éjecteur de vapeur. Il faut noter que la deuxième méthode est couramment employée dans le système de co- génération.

5-3-1-Compresseur mécanique

Deux types de compresseur mécanique sont employés pour ce processus, le premier est du type radial pour la haute pression, le deuxième est de type axial ou mixte pour la basse pression..

5-3-1-1- Compresseur à haute pression

Ces compresseurs sont utilisés particulièrement avec les usines de grande capacité. la vapeur produite au dernier effet est approximativement à la pression atmosphérique. Ceci simplifie le système, car on supprime l'utilisation de de-aérateur et de la pompe à vide. Les gaz non- condensés sont purgés directement a l'atmosphère. Le volume spécifique de la vapeur produite est très petit grâce a la haute pression et par conséquence les dimensions du compresseur sont réduites.

La température du processus est très élevée, ce que favorise la formation des couches calcaires, aussi la température éleveé augmente la corrosion, des matériaux sepciuax doivent être utilisés, pour résister à l'érosion.

5-3-1-2Compresseur à basse pression:

Ce processus fonctionne à des températures plus basses que le processus avec haute pression. La basse température réduit la formation de dépôt calcaire, Ce qui permet la sélection d'équipements moins chers.

L'alimentation en eau salée doit être de-gazéifier pour assures une bonne performance de transfert de chaleur, à basse pression.

Les gaz non- condensés sont élimines par un éjecteur ou une pompe à vide. Ce système réduit, si non il elemine les échangeurs de chaleur à l'entrée d'alimentation en eau salée,(car la perte de chaleur est petite).

5-3-2.compression par un jet de vapeur (Thermo- compression:

La figure 5.2 montre un système à compression thermique, la figure 5.3 montre un schéma de ce système, ce système est utile quand il y a une source de vapeur disponible à haut pression et à haute température. Le jet de vapeur réduit la pression, la vapeur à haute pression passe à travers une tuyère, son action est semblable à la pompe (jet pump), Le passage à travers la tuyère crée une dépression qui entraine le fluide derrière, et comprime le mélange a l'aval. Dans ce processus la source de chaleur constituée de vapeur en provenance du dernier

effet, est mélangeé avec la vapeur à haute pression, la figure (5.4) montre une configuration plus simple du système.

Le nombre d'effets varie entre un et sept, Quand on augmente le nombre des effets, il faut augmenter le rapport de compression produite par l'éjecteur à vapeur, La quantité de vapeur pour produire une production donnée décroît avec l' augmentation du nombre d' effets.

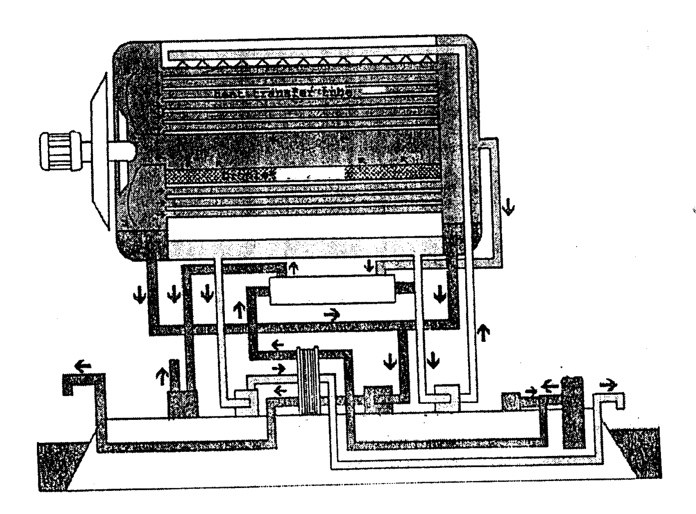


Figure (5.3) un systeme de compression de vapeur à effet singulier

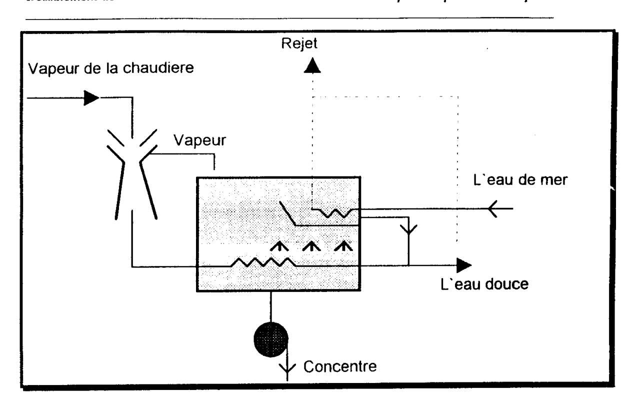


Figure (5.4) Compression d vapeur par un ejecteur de vapeur

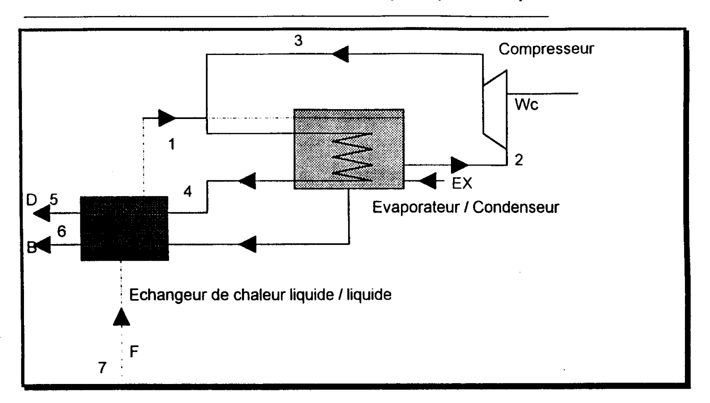
Un éjecteur à vapeur fonctionne à des rendements bas entre 25- 30 % si la condition de débit de vapeur et la différence de pression changent, le rendement tombe, pour des grands débits on utilise plusieurs éjecteurs.

En comparaison avec le système de compression mécanique, ce dernier peut produire 17 à 25 Kg d'eau par 1000 BTU. Le système d'éjecteur produit seulement, 1,18 kg d' eau . Malgré cela, le système d'éjecteur est répandu car leur coût de maintenance est bas

5-4-Analyse thermique d' un système de dessalement par compression de vapeur:

5-4-1-Compression de vapeur à effet singulier:

Se référent à la figure (5-5) L'énergiee exigée pour chauffer l'eau d'alimentation, et **pour produire** l'évaporation (EN) est:



Figure(5.5a) Schéma d'un systeme de dessalement par compression de vapeur

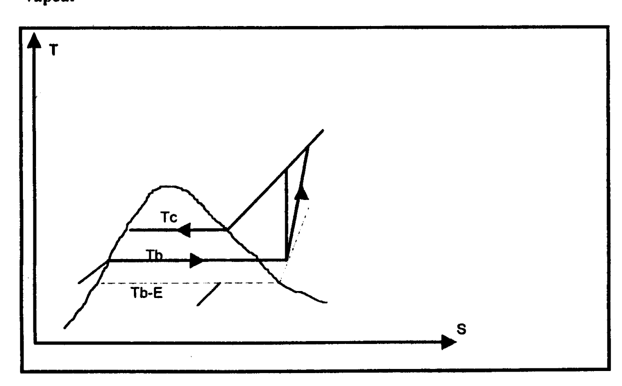


Figure 5.5b Un systeme de compression de vapeur presente sur le diagramme T,S,

$$En = F (h_1 - h_0) + (h_2 - h_1) D$$

or $$EN = FCp(T_b - T_1) + DL \quad \text{kJ} \qquad (1)$$

L' énergie disponible est obtenue principalement de la condensation de vapeur comprimee(EA) , d' ou:

$$EA = D(h_3 - h_4) \quad kJ \qquad (2)$$

L'énergie de chaleur auxiliaire (EX), doit être ajoutée, d'ou:

$$EX = EN - EA \qquad (3)$$

$$EX = FCp(T_b - T_1) + DL - D(h_3 - h_4) \quad KJ \qquad (4)$$

En appliquant le principe de conservation de l' énergie, au niveau I, II et II comme l' indique la figure 4, on obtient:

Au niveau I

$$w_c = D(h_3 - h_2) = \frac{n}{n-1} RT_2 \left[\left(\frac{P3}{P2} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \qquad (5)$$

Au niveau II

$$w_c = Dh_4 + Bh_1 - (Fh_1 + EX) \qquad (6)$$

Si le chaleur auxiliaire est négligeable EX = 0

Donc:

$$w_c = Dh_4 + Bh_1 - Fh_1 \qquad (7)$$

au niveau III pour toute l'installation:

$$w_c + EX = EO$$

Si la perte en chaleur = O

$$EO = Dh_5 + Bh_6 - Fh_7$$

5-4-2 La surface d' échange de chaleur

A . surface de l'unite Evaporateur/condenseur

$$FC_p(T_h - T_{si}) + DL = U_e A_e (T_c - (T_h - \epsilon)) \tag{8}$$

or

$$\frac{A_e}{D} = \frac{FCp(T_b - T_{si}) + L}{U(T_c - T_h + \epsilon)} \cdots \frac{A_e}{D} = \frac{(F/D)C_p(T_p - T_{si}) + L}{U_e(T_c - T_h + \varepsilon)} \tag{9}$$

pour R = 0.5 donc:. F=2D

$$\frac{A_e}{D} = \frac{2C_p(T_b - T_{si}) + L}{U_e(T_c - Tb + \epsilon)} \tag{10}$$

<u>Conclusions</u>

A_e augmente ,quand $(T_c - T_h)$ diminue
A_e décroît légèrement avec l`augmentation de T_{si}

car, $2Cp\,(T_1 - T_{si}) << L$
A_e augmente quand Tc deminue

B. Surface de l`alimentation de chaleur

Distribution d `alimentation:

En supposant que la chaleur spécifique est constante pour le distillat et la saumure, nous avons:

$$F = 2D = 2B \tag{11}$$

Donc,

$$(1 - \alpha)CpF(T_{si} - Ts_o) = DCp(T_c - T_5)$$
$$(\alpha)C_pF(T_{si} - Ts_o) = BCp(T_h - T_6) \tag{12}$$

Donc

$$\frac{(1 - \alpha)}{\alpha} = \frac{T_c - T_5}{T_h - T_6} \tag{13}$$

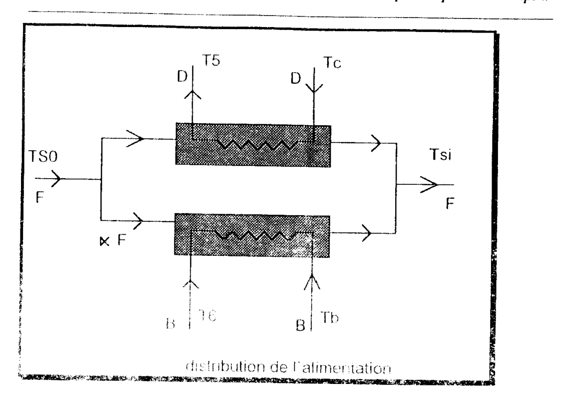


Figure (5-6) Distribution de l'alimentation

$$\frac{1}{\alpha} - 1 = \frac{T_c - T_5}{T_b - T_6}$$

$$\frac{1}{\alpha} = 1 + \frac{T_c - T_5}{T_b - T_6}$$

$$\frac{1}{\alpha} = \frac{(T_b - T_6) + (T_c - T_5)}{(T_b - T_6)}$$

$$\alpha = \frac{T_b - T_6}{(T_b - T_6) + (T_c - T_5)}$$

si $T_6 = T_5 = T_o$, Donc: (14)

$$\alpha = \frac{(T_b - T_o)}{(T_b - T_o) + (T_c - T_o)} \quad (15)$$

Donc, du coté de la saumure

$$\alpha F Cp(T_{si} - T_{so}) = U_B A_B \theta_{m,B} \quad (16)$$

et pour le distillat

$$(1-\alpha)\, F\, C_p\, (T_{si} - T_{so}) = U_D\, A_D\, \theta_{m,D}$$

Donc

$$\frac{A_B}{D} = \frac{\ln \frac{Tb - Tsi}{To - Tso}}{\left(1 + \frac{Tc - To}{Tb - To}\right)\left(\frac{Tb - To}{Tsi - Tso} - 1\right)} \left(\frac{2C_P}{U_B}\right) \quad (17)$$

$$\frac{A_D}{D} = \frac{\ln \frac{T_c - T_{si}}{T_o - T_{so}}}{\left(1 + \frac{T_b - T_o}{T_c - T_o}\right)\left(\frac{T_c - T_o}{T_{si} - T_{so}} - 1\right)} \left(\frac{2C_P}{U_D}\right) \quad (18)$$

4.3 Rapport de performance

$$PR = \frac{DL}{W}$$

$$= \frac{L}{Cst(T_3 - T_2)}$$

d'ou C_{st} est la chaleur spécifique de la vapeur surchauffée, par exemple si:

C_{st} = 2.16 kJ/kgK,

L = 2330 kJ/kg et la différence de température

$(T_3 - T_2) = 10°C$ donc,

$$PR = \frac{2330}{2.16 \times 10} = 108$$

5-Le système de compression de vapeur a multiple effets :

Dans le système à effets multiples les Figure (6)et (7) montrent les différents niveau correspondan au T-S Charte de propriété. Les équations de conservation de masse et de l' énergie entre les régions sont les même que pour le premier effet.

$EA_1 = V_n (h_{33}-h_{44})$

Ou, n est le numero du dernier effet, aussi

$EA_1 + EX = F\ C_p (T_1 - T_{si}) + V_d\ L$

et le bilan de masse, Peut être écrit sous la forme suivante:

$$V_n + F = D_1 + V_1 + B_1$$

pour le i eme effet

$EA_i = V_{i-1}\ L_{i-1} + B_{i-1}\ C_p (\Delta T) + D_{i-1}\ C_p (\Delta T)$

et $EA_i = F\ Cp (\Delta T) + V_i\ L_i$

En considérant $DT = n (\Delta T)$ et $\Delta T = 5°C$, le rapport (L_i / L_{i+1}) est calcule, et il est de 0.98 .Aussi le bilan global de l'énergie pour le système peut être exprimé sous la forme suivante:

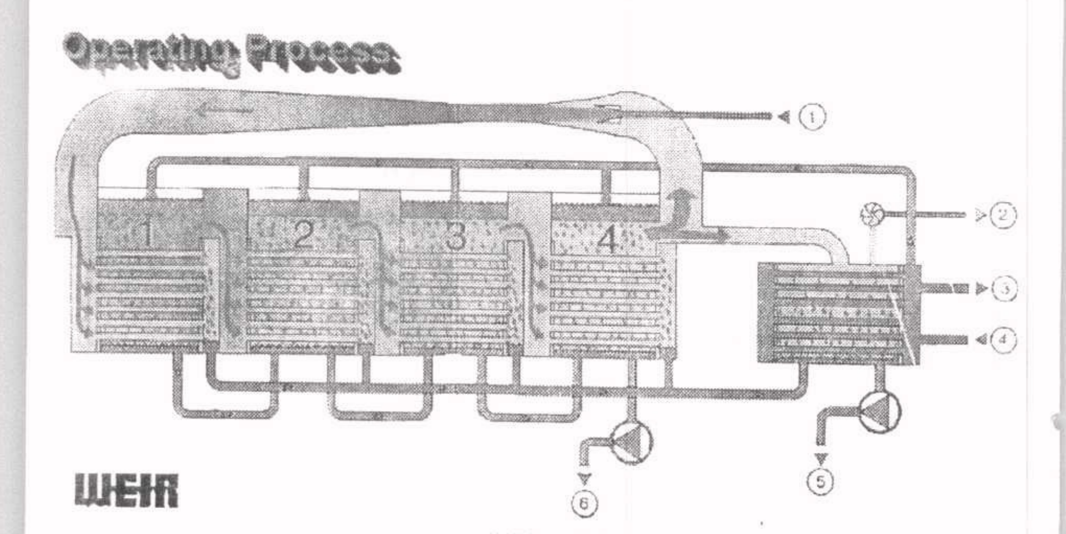
$EX + V_n\ W_c + Wsa\ [L_1 + C_p (T_1 - T_{so})]$

$= \sum_{i=1}^{n-1} V_i E_{si} + E_o + E_{loss}$

d'ou

$$Wsa = V_1 - V_n = V_n\ [(0.98)^{1-n} - 1]$$

Fig. 5-6. Dessalement à effets multiples par le processus de compression de vapeur.



- Légende pour la figure 5 6:

1- Vapeur à haute pression .
2- Enlevement de l'air .
3- Rejet de l'eau de refroidissement .
4- Alimentation en eau salée .
5- Sortie de l'eau distillée .
6- Sortie de l'eau concentrée.

5-6- Analyse thermo économique

La présente analyse donne le coût des équipements aux diffèrentes régions

Région I (Compresseur)

$T^{\bullet}C_{I} = T^{\bullet}ZC_{I} + T^{\bullet}EC_{I}$ $/ hr

La fonction de cette région est de produire une différence de température ΔT a travers l' unité Evaporateur/condenseur

$$C_I = Z\,C_I + EC_I = \frac{TZ^{\circ}C_{I} + TE^{\circ}C_{I}}{^{\circ}D(DT)} \qquad \$ / kg\ °C$$

$$ZC_{I} = \frac{TZC_{I}V_s}{A_3 DT} + \frac{TZ^{\circ}C_{I}V_s B_3}{(A_3)^2} \ \$ / Kg\ °C$$

$$^{\circ}D = \frac{^{\circ}Q}{Vs}$$

$$^{\circ}Q = A_3 - B_3(DT)$$

$V_s = f(T_b)$ m^3/kg

$Wc = A_4 + B_4\,(DT)$ kJ/kg

A_3, B_3, A_4, B_4 sont des constantes dépendant du type de compresseur.

En utilisant:

$$T^{\bullet}EC_{I} / D^{\bullet} = Wc * Cw \qquad \$/kg$$

Donc

$$EC_{I} = T^{\bullet}EC_{I} / [D^{\bullet}(DT)]$$

$$EC_I = \left[\frac{A_4}{Dt + B_4}\right] Cw$$

Région II (Evaporateur / Condenseur)

L'objectife de la région II est d' échanger la chaleur entre les deux cotes de l' unité évaporateur/condenseur ·

le coût de la région II

$T^{\circ}C_{II} + T^{\circ}ZC_{II} + T^{\bullet}EC_{II}$

Le coût de l' énergie y compris celui de la pompe de circulation distinee à augmenter le coefficient de transfert de chaleur par unité de produit est :

$$TC_{II} = (T^{*}ZC_{II} + T^{*}EC_{II}) / (U_e A_e) \qquad \$ \ C/kg$$

D'ou

$$U_e = A_5 + B_5 T_b$$

A_5, B_5 sont des constantes de régression

Région III (Echangeur de chaleur Liquide/ Liquide)

L'addition d'equipement de l' énergie thermique auxiliaire est attachee à la région. la fonction de cette equipement est de compenser la perte de l'efficacité de l'échangeur thermique. La fonction de cette région est de générer la conductance $U_L A_L$ demandée pour léchage de chaleur entre les cotes chaud et froid. Le coût de génération de la conductance est:

$$T^{*}C_{III} = T^{*}ZC_{III} + T^{*}EC_{III}$$

Le coût d' unité de produotion pour la région III est

$$C_{III} = (T^{*}ZC_{III} + T^{*}EC_{III}) / U_L A_L \qquad \frac{\$^{*}C}{kg} / KJ$$

Etant donne que l' efficacité de l' échangeur est inférieure à l'unité, donc une chaleur auxiliaire (EX) doit être ajoutée, pour que la somme totale de coût de l'échangeur thermique liquide/liquide devienne:

$$C_{IIIT} = C_{III} (U_L A_L) + EX (Cx) \qquad \$/hr$$

$$= C_{III} (F^{*} Cp \frac{(TR - \theta m))}{\theta m} + (F^{*} Cp\theta m - D(Ea - L - Es)Cx$$

En effectuant la dérivation par rapport à θm et en prenant la valeur optimale

$$\theta_{opt} = \sqrt{\frac{C_m TR}{Cx}}$$

le coût total du système devient :

$$T^{\circ}C_{sys} = T^{\circ}C_{I} + T^{\circ}C_{II} + T^{\circ}C_{III} + E^{\circ}X(Cx)$$

5-7- Considérations techniques de relatives au procédé de Dessalement par Compression de Vapeur (D C V)

5-7-1 Limitation de température due à la formation de couches calcaires

- **Traitement par palyphosphate :** à température maximale.
Permise est de 90C, dans, le (DCV) ou doit-fonctionner à basse pression ,c'est due à une pression inférieure à la pression atmosphérique .

- Le volume du compresseur est grand .

- Des investissements supplémentaires
-Traitement par acide: la température maximale permise est de 120 C . Avec ce traitement, l`ébullition à l`évaporateur est permise à la pression atmosphérique, aussi on peut utiliser les compresseurs à grande capacité type axial au centrifuge , ce qui permet l` installation des usines de grande capacité.

5-7-2 Evaporateurs

Les évaporateurs utilisés sont de type à tuyaux verticaux avec couche soit ascendante ou descendante. Les évaporateurs horizontaux a couche descendante sont utilisés pour améliorer le coefficient de transfert de chaleur. Des améliorations importantes peuvent être réalisées en utilisant des tubes flûtés.

Les autres méthodes pur l` amélioration du coefficient global de transfert de chaleur sont les suivantes:

- L`emploi des aubes tournants maintenus contre la surface en mouvement relatif par rapport aux aubes.

- L` emploi de force centrifuge pour créer un écoulement radial de l` eau en sortant des plateaux circulaires.

Certainement l`augmentation du coefficient de transfert global, réduit la surface de transfert de chaleur de l`évaporateur et par conséquent le travail exerce par le compresseur.

5-7-3Compresseurs:

Les vieilles usines sont équipées par des compresseurs de type volumétrique. Ces usines fonctionnent sans pré-traitement de l'eau d'alimentation pour éviter la formation des couches de calcaire. Dans ces usines, la formation de couche de calcaire réduit l'échange thermique et par conséquent réduit le rendement. L'emploi des compresseurs volumétriques, assure le débit d'eau sortant de l'usine, même avec la formation de couche de calcaire, mais dans ce cas, la pression de refoulement augmente, le compresseur volumétrique peut fournir de la pression supplémentaire, en consommant plus d'énergie. Cette augmentation continue jusqu'on arrive à la pression maximale. Lors qu'on atteint la pression maximale, le système déclenche l'arrêt de l'usine, Il faut dans ce conditions faire le nettoyage du tuyau pour enlever les couches de calcaire qui réduisent la section et c'est des tuyaux, la section et c'est la raison de l'augmentation de la pression.

L'usage des compresseurs volumétriques est limité a des usines de capacité maximale de production de 200 mètres cubes par jour.

Les compresseurs dynamiques axiaux ont l'avantage de pouvoir fournir une grande capacité volumétrique, mais la capacité volumétrique fournie est en rapport avec la pression selon la courbe caractéristique de performance du compresseur. Si on augmente la pression, le débit diminue, ces caractéristiques nécessitent un nettoyage continu pour éviter la formation de dépôts calcaires. Grâce aux nouvelles techniques de pretraitement comme le traitement acide, et les additifs de haute température, on peut réduire considérablement le dépôt calcaire, et par conséquent l'utilisation des compresseurs dynamiques, axiaux ou centrifuges l'utilisation des compresseurs dynamique permet l'augmentation de la capacité de l'usine de production pour arriver à des grandes capacités de 2000 mètres cubes par jour.

7-4-Echange thermique:

Le coefficient global de transfert thermique de l'échangeur est approximativement de 1/4 à 1/8 de l'évaporateur. La différence d'échange de chaleur entre l'échangeur et l'évaporateur est presque la même. La surface d' échange thermique est approximativement 80% de celle de l'évaporateur, malgré le fait que uniquement 10% du processus d'échange thermique ont lieu à l'échangeur et 90 % a l'évaporateur.

5-7-5 Le coût de (DCV)

Le facteur primordial pour le coût d' une installation DCV est la différence de température entre la condensation et l'évaporation { T= T2 -T1}

une grande T augmente :

- Le travail fourni par le compresseur.
- L a consommation en énergie et par conséquent le coût de fonctionnement.

Pour réduire la différence , il faut investir dans le matériel des condenseurs et des évaporateurs. Un compromis est nécessaire pour arriver à la différence optimale de (T2 -T1).

5-8 Avantages et inconvénients de DCV

-Avantages:

1- Conception simple
2- Bon rapport de performance par unité de surface d' échange . thermique installée
3-La puissance de pompage est réduite(pas de recirculation).
4- Il n' y pas besoin de l' eau de refroidissement.
5- Le coût global est raisonnable.

-Les inconvénients

- Le compresseur nécessite une connaissance technique très développée de maintenance.

• Des investissements supplémentaires

NOMENCLATURE

A	Surface d'échange de chaleur, m^2
B, D, F	Eau concentrée, Distillée, Alimentation, kg
C^*_I, E^*_I, Z^*_I	Le coût de base de la région I,Sa part de l'énergie, L'amortissement de sa part, $/kg °C
$C^*_{II}, E^*_{II}, Z^*_{II}$	Le coût de base de la région II, Sa part de l'énergie, L'amortissement de sa part, $ C/kJ
$C^*_{III}, E^*_{III}, Z^*_{III}$	Le coût de base de la région III, Sa part de l' énergie, L' amortissement de sa part, $/kJ
C_p	Chaleur spécifique, kJ/kg °C
C_w	Coût unitaire pour l' énergie du travail, $/kJ
C_x	Coût de l' unité de chaleur ajoutée, $/kJ
EA,EN,EX, WC	L'énergie disponible, énergie demandée, énergie auxiliaire, Travail du Compresseur , Energie sortie du système, kJ
Ea,En,Ex, Wc	Valeur spécifique de l'energie disponible l'énergie d demande Energie auxiliaire, Travail du compresseur, kJ/kg distillat
h	Enthalpie, kJ/kg
L	Chaleur Latente de vaporisation, kJ/kg
NTU	Nombre d'unités de transfert
PR	Rapport de Performance = (2330 D/ énergie totale entrée)
Q	Débit volumétrique, m^3
R	Rapport de recouvrment (D/F)
SC,SEC,SZC	coût spécifique, part de l'énergie, la part d'amortissement, $/kg
T	Température absolue, K
t	Température, °C
TC, TEC, TZC	Coût total, part de l'énergie, la part d' amortissement,, $
T_{do}	Sortie de distillat et saumure, température du courant, °C
T_{si}	Température de l'eau salée, °C
T_{so}	Température de l'eau salée introduite au système(VC), °C
TR	Différence de température entre l'echangeur thermique liquide/liquide Echangeur thermique, Courant chaud et froid (t_b-t_{so}), °C
ΔT	différence de température a travers chaque effet (dans le cas ou sont égales), °C
U	Coefficient de transfert de chaleur globale, kJ/hr m^2 °C
V	Vapeur, kg
V	volume Spécifique, m^3/kg
WSa	Masse additionnelle du vapeur ajoutée pour récompenser l'arrêt dans la production d' effet descendante, kg
Θm	La différence logarithmique moyenne de température , °C

Subscripts

b	ébullition
c	Condensation
e	Unité de Evaporateur/condenseur t
i	indique le nombre d' effet (i)
l	Echangeur thermique Liquide/liquide
o	extérieur
opt	Optimum
Si	entrée de l' eau salée d'alimentaion à l'evapourateur
Sys	Système
I	Région de compresseur
II	Région dr l'unite de l'évaporateur/condenser t
III	Région de l'échangeur thermique liquide/liquida

REFERENCES

1. Marks, R. L., "Optimum design of vapour-compression plants for sea water desalination", Proceedings of 6th International Symposium for Fresh Water from the Sea, Vol. 2, pp. 133-140, 1978.
2. Van Wylen, G.J. and Sonntag, R.E., "Fundamentals of thermodynamics", John Wiley and Sons, New York, 1985.
3. Spiegler, K.S., "Principles of desalination", Academic press, New York and London, 1966.
4. Evans, R.B. and Tribus, M., "Thermo-economics of saline water conversion", I and EC process design and developments, pp. 195-206, 4 April, 1985.
5. Zubair, S.M., Kadaba, P.Y. and Evans, R.B., "Thermo-economic design optimization of a refrigeration system: a second law approach", ASME paper number 85-WA/HT-20. New York, 1985.
6. Darwish, M.A., Aly, S.E. and vapour-compression multi-effect desalination systems", Desalination, Vol. 49, pp. 153-167, 1984.
7. Forsyth, D.k. and Takada, M., "Low temperature reheat distilling Plant" Desalination, Vol. 31, pp. 145-151, 1979.
8. Mansour, B. M., "Optimum thermal design of vapour-compression desalination systems", M.Sc Thesis, Mech. Power Eng. Dept., Cairo University, 1989.
9. Abdel-Salam, M.S., El-Dib, A.F., Hanafi A.S., and Mansour, B.M., "Thermo-Economic Analysis of the Vapour-Compression Desalination System" J. of Eng. and Applied Science, Faculty of Engineering, Cairo University, Vol. 40, No. 4 pp. 739-754, 1993.

CHAPITRE VI

DESSALEMET SOLAIRE

6.1- Introduction

Le processus de dessalement est, par définition, le processus de séparer le sel de l'eau. Il existe deux divisions essentielles dans ces processus: les processus à membrane et les processus thermiques. Tous les deux exigent de l'énergie pour accomplir la séparation: le premier est généralement connu comme "le processus à membrane" osmose inverse OI et électrodialyse, et le second est la distillation. L'énergie exigée pour conduire l'équipement peut être acquise du soleil soit par une conversion, directe ou indirecte par exemple l'énergie éolienne et les cellules photovoltaïques peuvent être utilisées de manière à produire l'énergie mécanique nécessaire aux usines à de dessalement par OI et électrodialyse.

La distillation est considérée comme une des méthodes importantes et économiques de dessalement. Il comprend deux changements de phase: de liquide en vapeur, et de vapeur en liquide. La distillation utilise une source d'énergie thermique qui peut être conventionnelle ou non-conventionnelle. Il y a différents genres de distillation, pourtant la distillation solaire est considérée comme la technique la plus économique et la plus efficace pour les usines à petite capacité. Ayant de modestes coûts d'investissement et de fonctionnement, surtout dans les régions arides.

Les coûts de production de l'eau pure dans le processus de distillation dépendent du coût de l'énergie. L'élimination du coût de l'énergie, par l'usage d'énergie renouvelable comme l'énergie solaire, peut aider à la réduction du coût total de production. A cet effet, avec la diminution progressive en combustible fossile et l'augmentation des niveaux de pollution, la distillation au moyen d'une source d'énergie propre semble être une méthode très séduisante. Ainsi, l'intérêt à l'utilisation de l'énergie solaire dans les usines de distillation augmente jour après jour.

6.2- L'énergie solaire.

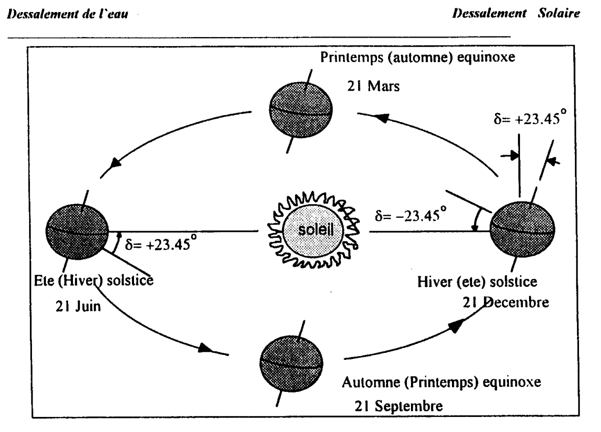


Figure 6.1. Orientation de la terre et du soleil

La terre tourne autour du soleil sur un orbite légèrement elliptique avec une différence de 1.7 pour-cent entre l'axe majeur et l'axe mineur. La terre se rapproche au maximum du soleil le 21 Décembre, à une distance de 1.45 X 10^{11}m environ et s' éloigne au maximum le 21 Juin, à une distance de 1.54 X 10^{11}m environ. Le soleil a un diamètre de 1.39 X 10^{9}m environ, une température effective de corps noirs de 5762 K et une radiation extra-terrestre d'une intensité égale à 1353 W/m^2.

La radiation extra-terrestre est la radiation du rayon dirigé vers la terre, venant du soleil, avant son entrée dans l'atmosphère. D'autre part, l'axe polaire de la terre (l'axe de rotation de la terre) est en permanence incliné de 23.45° de la perpendiculaire au plan écliptique (le plan de l'orbite de la terre autour du soleil), comme le montre la figure 6.1.

L'angle de déclination δ est généralement obtenu des équations suivantes, où n est le jour de l'année compté à partir du premier Janvier.

$$\delta = 23.45^{\circ} \sin\left[360^{\circ}\left(\frac{284+n}{365}\right)\right] \qquad (1)$$

La figure 6.2. représente les différents angles solaires qui indiquent la position du soleil dans le ciel et les angles relatifs à une surface inclinée. La situation du soleil dans le ciel peut être définie par deux angles: l'altitude solaire, α_s, et l'azimut solaire γ_s. Ceux-là dépendent de:

1- La situation de la terre déterminée par la latitude ϕ, $\phi=0$ à l'équateur, +ve à l'hémisphère nord et -ve à l'hémisphère sud ($-90<\phi<90$).
2- La période de l'année déterminée par la déclination solaire δ.
3- La période du jour déterminée par l'angle horaire ω qui est égale à zéro à midi solaire (12 PM) et augmente de 15° par heure avant (12 PM), puis à (10 AM) $\omega=30°$ & à (3 PM) $\omega=-45°$.

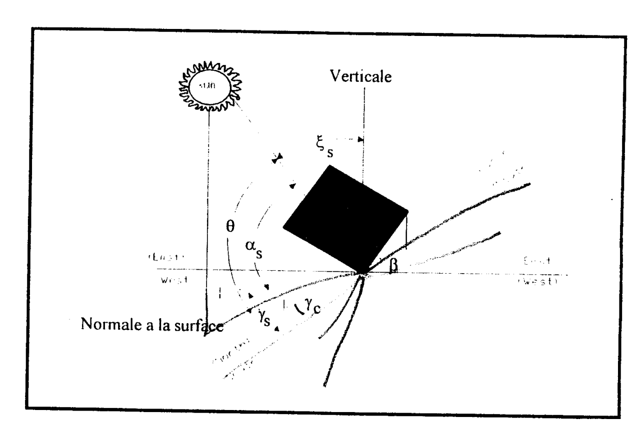


Figure 6.2. Angle solaire et angle d'orientation pour une surface inclinée.

$$\sin\alpha_s = \sin\phi\sin\delta + \cos\phi\cos\delta\cos\omega \quad \text{.........(2).}$$

$$\sin\gamma_s = \frac{\cos\delta.\sin\omega}{\cos\alpha_s} \quad \text{.........(3).}$$

L'angle solaire incident relatif à la surface est désigné par θ. La quantité $\cos\theta$ est la fraction de la surface illuminée projetée dans la direction du rayon solaire.

$$\cos\theta = \cos(\gamma_s - \gamma_c)\cos\alpha_s\sin\beta + \sin\alpha_s\cos\beta \quad \text{.........(4).}$$

$$\cos\theta = \sin\delta(\sin\phi\cos\beta - \cos\phi\sin\beta\cos\gamma_c) + \cos\delta\cos\omega(\cos\phi\cos\beta + \sin\phi\sin\beta\cos\gamma_c) + \cos\delta\sin\beta\sin\delta_c\sin\omega \quad \text{.........(5).}$$

Pour une surface faisant face à l'équateur,

$$\cos\theta = \sin(\phi - \beta)\sin\delta + \cos(\phi - \beta)\cos\delta\cos\omega \quad \text{.........(6).}$$

D'autre part, la quantité de rayonnement qui arrive au sommet de l'atmosphère de la terre est égale à:

$$I_o(n) = I_{sc}\left[1 + 0.034\cos\left(\frac{360n}{365}\right)\right] \text{.........(7).}$$

La quantité de l'énergie du rayon frappant une surface horizontale extra-terrestre:

$$H_o = I_o(n)\sin\alpha_s \text{ ....(8).}$$

La moyenne quotidienne d'insolation extra-terrestre sur une surface horizontale:

$$\overline{H_o} = \frac{24}{\pi} I_{sc}\left(1 + 0.034\cos\frac{360n}{365}\right)\left(\cos\phi\cos\delta\sin\omega_{ss} + \frac{\pi\omega_{ss}}{180}\sin\phi\sin\delta\right) .(9)$$

La moyenne mensuelle de l'insolation terrestre globale quotidienne sur une surface horizontale est liée à la moyenne quotidienne d'insolation extra-terrestres sur une surface horizontale par la moyenne mensuelle de l'index de la clarté quotidienne, K_T.

$$K_T = \frac{\overline{H}}{\overline{H_o}} \text{ ....(10).}$$

La relation entre K_T, la proportion de la moyenne mensuelle de l'insolation terrestre diffusée quotidiennement sur la surface horizontale H_d, et la moyenne mensuelle de l'insolation terrestre globale quotidienne sur une surface horizontale $\overline{H}$, est donnée par la corrélation dû à la page [1].

$$\frac{\overline{H_d}}{\overline{H}} = 1.0 - 1.13\overline{K_T} \text{ ....(11).}$$

La moyenne mensuelle de l'insolation quotidienne du rayon sur une surface horizontale:

$$\overline{H_b} = \overline{H} - \overline{H_d}$$

.........(12).

La moyenne mensuelle de l'insolation quotidienne sur une surface inclinée est donnée, d'après la référence [2]:

$$\overline{q_s} = \overline{H_b R_b} + \overline{H_d R_d} + \overline{H}\rho_r R_r \text{ ....(13)}$$

dont R_b est la valeur de la moyenne mensuelle de R_b.

$$\overline{R_b} = \frac{\cos(\phi-\beta)\cos\delta.\sin\omega'_{ss} + (\omega'_{ss}\pi/180)\sin(\phi-\beta)\sin\delta}{\cos\phi\cos\delta\sin\omega_{ss} + (\omega_{ss}\pi/180)\sin\phi\sin\delta} \text{ ....(14)}$$

évaluée d'après le jour représentatif

$$R_d = \cos^2 \frac{\beta}{2} \qquad (15).$$

$$R_r = \sin^2 \frac{\beta}{2} \qquad (16).$$

dont R_d & R_r sont les facteurs de configuration radiative, respectivement, de la surface inclinée vers le ciel et de la surface inclinée vers le sol et l'entourage. ρ_r est la Réflectivité du sol effectivement diffusée du diffus plus le rayon d'insolation sur une surface horizontale, ω_{SS} est l'angle horaire du coucher du soleil en degré, ω'_{SS} est l'angle horaire effectif du coucher du soleil en degré pour la surface.
La proportion entre l'insolation par heure (totale globale) et la moyenne mensuelle quotidienne d'insolation est donnée par:

$$\frac{H}{\overline{H}} = \frac{\pi}{24} \times \frac{\cos\omega - \cos\omega_{ss}}{\sin\omega_{ss} - \omega_{ss}\cos\omega_{ss}} \qquad (17).$$

Ayant calculé H chaque heure, l'index de clarté par heure pourrait être calculé de:

$$K_T = \frac{H}{H_o} \qquad (18).$$

La relation entre le rayon et l'insolation terrestre horizontale globale est d'après la référence [3]:

$$\begin{aligned} I_b &= -520 + 1800 K_T \text{......for..} 0.85 > K_T \geq 0.30 \\ I_b &= 0 \text{................................for..} 0.30 > K_T \end{aligned} \qquad (19).$$

Donc, l'insolation diffusée sur une surface horizontale est:

$$H_d = H - I_b \sin\alpha_s \qquad (20).$$

L'insolation sur une surface inclinée est:

$$q_s = I_b \cos\theta + H_d \cos^2 \frac{\beta}{2} + H\rho_r \sin^2 \frac{\beta}{2} \qquad (21).$$

Il s'en suit que les valeur d'insolation par heure peuvent être calculées, ce qui représente l'alimentation de chaleur *(input)* dans l'alambic solaire. Q_S étant le paramètre essentiel pour étudier la performance thermique d'où la productivité. Les pays Arabes ont une moyenne annuelle d'insolation entre 200 et 300 W/m^2, et une moyenne de durée d' insolation entre 7 et 10 heures / jour.

6.3. Le dessalement solaire

Les différents procèdes de dessalement exigent des différentes formes d'énergie, néanmoins le minimum théorique de l'énergie necessauir à faiter de procedes de séparation est environ de KW pour 1m ^{3} d'eau douce produite de l'eau de mer. Le procedes de distillation solaire peut être classée sous deux divisions essentielles:

1) Le procedes de dessalement utilisant la chaleur de l'energié solaire: Le procedes de distillation exige de l'énergie calorifique pour l'évaporation. Si nous assumons que la moyenne de radiation solaire est de 20933 Kj/m^2/jour et l'efficacité de recueillement est 45%, donc la quantité de chaleur recueillie par jour serait 9420.14 Kg/m^2/jour. Si la proportion de performance dans l'usine de distillation est de 10, donc 30 m^2 seront nécessaires pour produire 1m^3/jour d'eau douce.

2) Le procedes de dessalement utilisant l' énergie photovoltaïque et generalment un procède à membrane OI ou électrodialyse. Si l'eau qui sera désallée est une eau salée de moins de 5000 mg/l, la méthode "électrodialyse" sera généralement employée, autrement on emploiera la méthode "osmose inverse". L'osmose inverse nécessite de l'énergie de pression tandis que l'électrodialyse exige de l'énergie électrique. Tous les deux pouvant être fournis par les cellules photovoltaïques.

La distillation solaire peut être du genre direct ou indirect. Le genre direct utilise l'effet "de Serre", qui comprend l'absorption directe de l'énergie solaire dans l'alambic où l'eau salée est introduite et l'eau douce est produite. La distillation solaire directe peut être classée en deux groupes: le "genre toit" (genre bassin) et le "genre diffusion". D'autre part, la distillation solaire indirecte comprend l'usage du système collecteur de l'énergie solaire qui recueille l'énergie thermale, d'un système de réserve et d'un troisième système utilisant cette eau chaude pour séparer l'eau douce de l'eau salée. Le genre indirect peut aussi être classée en: alambic de diffusion à multiples effets, humidification-dehumidification, distillation solaire à multiple etages et distillation solaire à compression de vapeur.

Le genre toit (genre bassin) est le genre de distillation solaire le plus commun. Il se compose, généralement, d un bassin à fond noir pour absorbe l'énergie solaire contenant l'eau salée. Ce bassin et couvert d'une toile transparente en verre ou en plastique. L'énergie solaire est essentiellement absorbée par la surface noire et transférée, ensuite, dans l'eau salée. Par conséquent, la température et la pression de vapeur augmentent, ce qui provoque une vaporisation partielle dans l'espace confine aérien. Le couvert transparent étant plus froid que l'eau salée, la buée se condense contre cette parois intérieure et l'air partiellement déshumidifié remonte à la surface de l'eau salée pour ajouter encore de la buée. Le condensat descend tout le long du couvert vers le bassin de

recueillement sur. Un diagramme schématique du genre bassin est représenté par la figure 6.3.

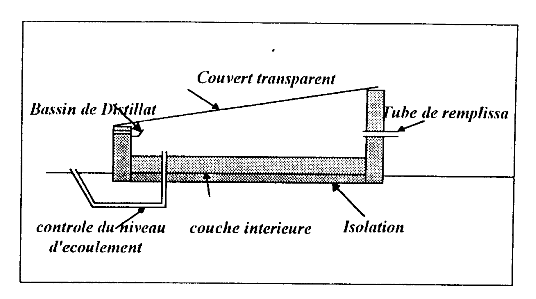


Figure 6.3. Concept de base d'un alambic solaire genre bassin.

D'autre part, le genre indirect peut être utilisé pour le fonctionnement des usines de distillation de grande capacité. Ces usines produisent une quantité substantielle d'eau douce de 100 ton/jour. L'usine comporte trois circuits d'eau: le premier est la spirale collectrice solaire avec un accumulateur de chaleur ou un grand réservoir, le second est celui de l'eau chaude dans l'évaporateur à pile à effets multiples [PEM] et la dernièr est celui de l'eau salée dans la PEM et les voies de sortie de l'eau distillée et de l'eau salée. Une représentation schématique est présentée sur la figure 6.4.

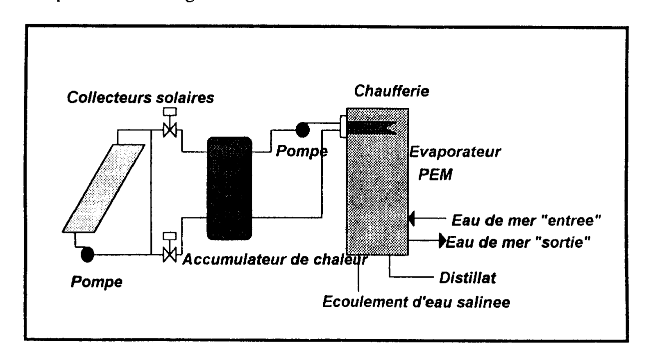


Figure 6.4. Usine de distillation solaire indirecte.

6.4. Les genres d'alambics solaires.

6.4.1. Type toit (genre bassin):

Il existe plusieurs type d'alambics solaires "genre toit". Ils peuvent être classées en: bassins distillateurs à couvert en vitre (1- Alambic solaire avec des couverts en vitre à pente simple. 2- Alambic solaire avec des couverts en vitre à double pentes symétriques et bassin continu. 3- Alambic solaire avec des couverts en vitre à double pentes symétriques et bassin divisé en baies. 4- Alambic solaire avec des couverts en vitre. 5. Alambic solaire avec des couverts en vitre à double pentes non-symétrique et bassin divisé.), alambics couverts de plastique, alambics solaire du genre incliné et alambics inclinés à multiple rebords.

Les alambics solaire du genre bassin ont une structure de support généralement faite de ciment, néanmoins elle peut être aussi faite en aluminium, en bois et en métal galvanisé dans plusieurs alambics. Les couches intérieures du bassin sont faites en caoutchouc de butyle, polyéthylène noire et asphalte. D'autre part, les bassins de distillat sont faits d'acier inoxydable pour la résistance à la corrosion, caoutchouc de butyle (couche intérieure) et polyéthylène noire (couche intérieure). Finalement, le couvert est en vitre ordinaire de 25 mm. d'épaisseur ou de 1mm. d'épaisseur de plastique de Tedlar, et la meilleure colle pour l'alambic est le caoutchouc silicone.

Plusieurs distillateurs ont été construits, de part et d'autre dans le monde, avec des capacités différentes (productivité). Dans ce domaine, quelques uns des plus grands alambics ont été listés.

Table 6.1. Quelques uns des plus grands alambics solaires genre bassin.

Pays	Sites	Date de construction	Volume du Bassin en m^2	Production en m^3/ jour
Australie	Coober Pedy	1966	3158.6	6.359
	Hamelin Pool	1966	557.4	1.211
Cape Verte Islande	Santa Maria do Sal	1965	743.2	2.120
Chilee	Las Salinas	1872	4459	14.762
Grèce	Nisiros	1969	2043.8	6.056
	Kimolos	1968	2508.3	7.570
	Potmos	1968	2508.3	26.116
Espagne	Las Marinas	1966	868.6	2.574
Tunisie	Mahdia	1966	1300.6	4.1635
U.S.A	Daytona Beach	1963	148.6	1.628
	Large Inflated plastic	1959	216.5	.605
	Petit St.Vincent	1967	1709	4921

6.4.1.1. Distillateurs à bassin vitré

Ceux-ci sont les plus communs, ils sont principalement construits de petites surfaces de 10 mètres carrés ou moins, néanmoins, de plus grands ont été construits et listés. Les distillateurs à bassin vitré sont connus par leur simplicité, leurs coûts réduits et leur modeste exigence d'entretien et leur performance satisfaisante.

Le diagramme schématique d'un de ces bassins est démontré la figure 5.

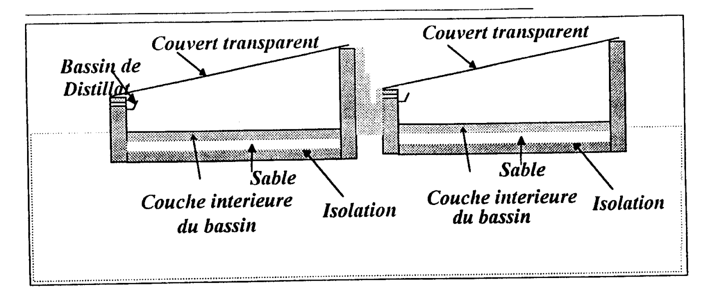


figure 6.5.1. Alambic solaire avec couverts en vitre à pente simple.

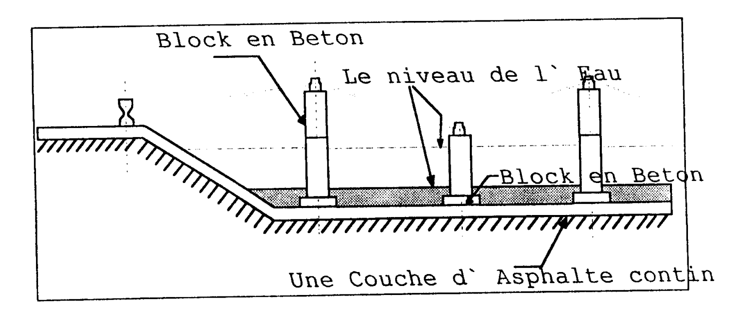


Figure 6.5.2. Alambic solaire avec couverts en vitre à double pentes symétriques et bassin continu.

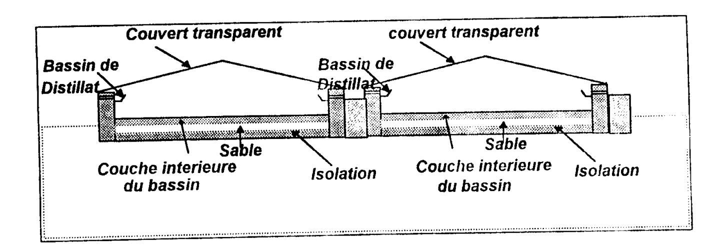


Figure 6.5.3. Alambic solaire avec couverts en vitre à double pentes et bassin divisé en deux baies.

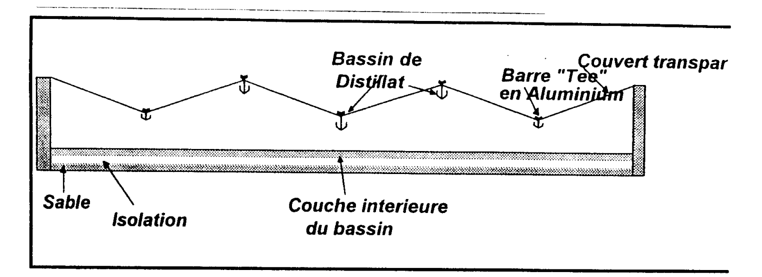


Figure 6.5.4. Alambic solaire avec couvert en vitre vivrée.

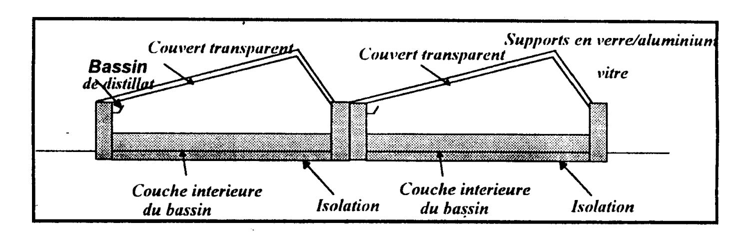


Figure 6.5.5 Alambic solaire avec couvert en vitre à double pentes non-symétrique et bassin divisé.

6.4.1.2. Grands alambics couverts en plastique.

Des grosses pellicules en plastique comme le Tedlar étaient utilisés pour remplacer le verre dans les alambics solaires et comme couche intérieure du bassin. L'alambic doit être gonflé pour maintenir la pellicule en plastique dans la forme voulue qui fournit la surface de condensation. L'avantage de ce genre est surtout le prix modéré des matériaux utilisés et le coût réduit de construction. Par contre, ses désavantages sont la courte durabilité du couvert en plastique à cause de la dégradation ultraviolette, et l'humidité de ses surfaces en fonctionnement. Ces pauvres propriétés étaient surmontés par la production de surfaces égratignées ou rugueuses. De surcroît, des matériaux plus lourds, comme les plaques de butyle, ont remplacé les couches intérieures fragiles en pellicule de plastique. Cependant, il a été démontré que les couverts en plastiques ne peuvent pas remplacer les vitres pour avoir un pouvoir de transmission plus faible des

courtes longueurs d'ondes de radiation et de plus hautes valeurs pour les longueus grandes d'ondes de radiation [4].

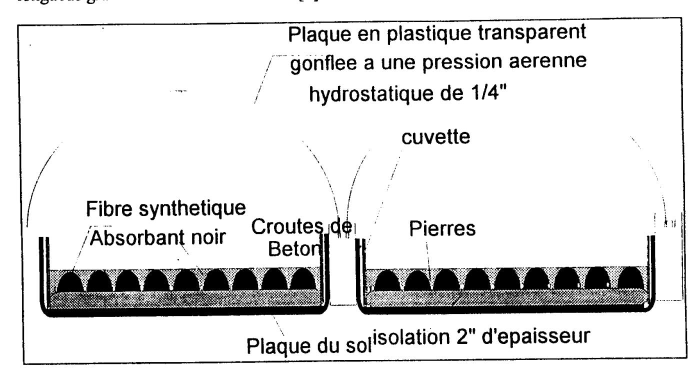


Figure 6.6. Diagramme schématique du distillateur solaire en plastique gonflé.

6.4.1.3. Un alambic solaire type bassin à condensateur passif.

Ce type de bassin des alambics solaires sépare le processus d'évaporation du processus de condensation, ce qui augmente l'efficacité de l'alambic de 45% environ de plus que les alambics correspondants mais sans condenseur [5].

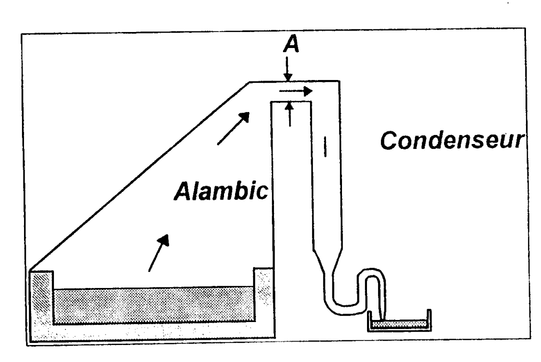


Figure 6.7 Un alambic solaire type bassin à condenseur passif.

Ce concept est une continuation du progrès résultant de la réduction de la pression de l'alambic et le débarras continu de la vapeur d'eau à travers le courant d'air [6,7]. Cependant, ce plan est simple et n'inclut aucun mécanisme complexe, il n'ajoute aucune complexité au plan, au fonctionnement ou à l'entretien du bassin. Le condenseur fonctionne comme un évier de chaleur et condenseur de masse qui aspire continuellement la vapeur d'eau de l'alambic, puis il la condense et maintient ainsi l'alambic à une pression réduite. Des analyses théoriques ont été présentées pour trois différents alambics à condenseur de masse de différents modes de transfert, notamment diffusion, épuration et circulation naturelle.

6.4.2 Alambic solaire type incliné

L'alambic solaire du type incliné (alambics à mèche incliné) utilise le concept de l'inclination du collecteur solaire dans les applications de l'énergie solaire pour maximiser la radiation solaire introduite. Pourtant, le fluide, dans le collecteur solaire, coule dans des tubes donc l'inclination du collecteur ne redistribuera pas l'eau dans le bassin. Par conséquent, ce concept est soutenu par un tampon poreux absorbant l'eau montée sur un cadre inclinable. L'énergie solaire est absorbée par le tissu noir poreux, et par conséquent, l'eau salée coulant le long de l'alambic s'évapore. Le reste du processus de distillation est similaire aux alambics du type bassin.

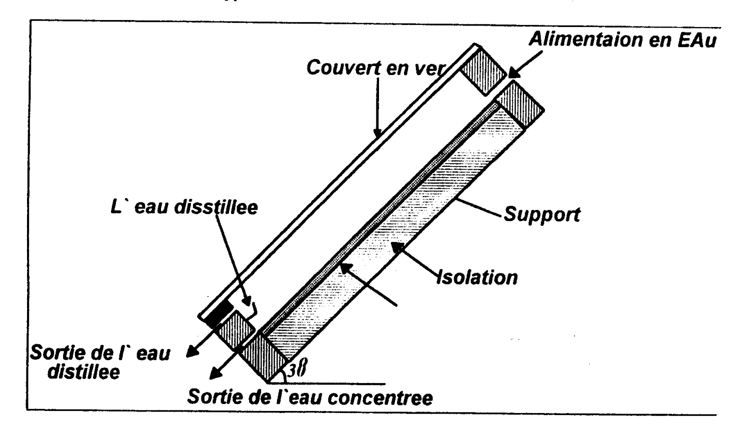


Figure 6.8. Alambic solaire genre incliné.

Il a été démontré que la performance des alambics solaires inclinés est plus élevée que celle du genre bassin, sous les même paramètres d'environnement.

Néanmoins, les coûts sont plus élevés et la complexité est plus grande à cause des difficultés d'entretenir un rythme uniforme d'alimentation d'eau salée et la détérioration rapide du tampon poreux absorbant. Ce genre peut fonctionner avec une efficacité thermale totale de 50% et une production quotidienne qui va jusqu'à 5 litres par mètre carré de surface [8].

6.4.3. Alambic incliné à multiples rebords

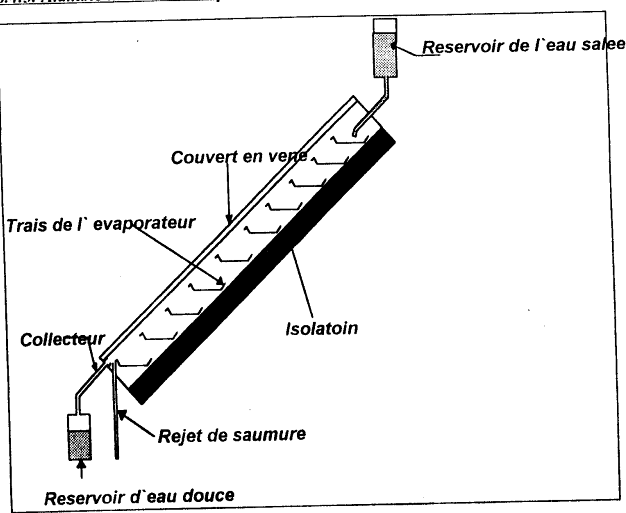


Figure 6.9. Alambic solaire à multiples rebords (gradin)

Ce type joint la simplicité du bassin à l'efficacité du gradin. La radiation solaire est au maximum à travers l'inclination de l'alambic pendant que les plateaux contenant l'eau salée sont horizontaux. La condensation s'effectue sur le couvert en vitre incliné et le condensat est recueilli dans les canaux de collection de l'eau salée. D'autre part, l'eau douce monte dans le plateau supérieur et déborde sur tous les autres plateaux. Le plateau le plus bas contient une solution salée très concentrée qui est rejetée dans les déchets.

6.5 -Analyse

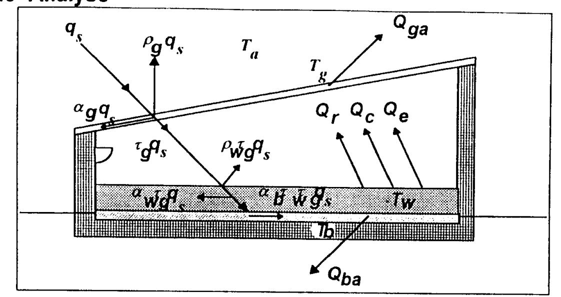


Figure 6.10 Courant de chaleur pour un alambic type bassin

On assume que l'alambic est rempli une fois chaque jour avant le lever du soleil et puis ou le laissé fonctionner 24 heures avant d'être vidé et rempli de nouveau.

Un équilibre d'énergie pour le couvert en vitre:

$$m_g C_g \frac{dT_g}{dt} = \alpha_g q_s + (Q_c + Q_r + Q_e) + \rho_w \tau_g q_s - Q_{ga} \quad \text{.............................(22)}$$

Un équilibre d'énergie pour l'eau et le bassin absorbant:

$$(m_w C_w + m_b C_b)\frac{dT_w}{dt} = (\alpha_w \tau_g + \alpha_b \tau_w \tau_g) q_s - (Q_c + Q_r + Q_e) - Q_{ba} \quad (23)$$

Dont le composant radiatif du transfert de la chaleur de l'eau au verre est égal à:

$$Q_r = \sigma\varepsilon_w \left[(T_w + 273)^4 - (T_g + 273)^4 \right] \quad \text{..................................(24)}$$

et le composant convectif du transfert de la chaleur de l'eau au verre est égal à:

$$Q_c = h_c (T_w - T_g) = 0.884 \left[(T_w - T_g) + \frac{P_w - P_g}{2.65 P_T - P_w} (T_w + 273) \right]^{1/3} (T_w - T_g)$$

.....(25)

Le composant vapeur du transfert de la chaleur de l'eau au verre est égal à:

$Q_c = Y.h_{fg} = 6.86*10^{-9} h_c h_{fg}(P_w - Pg)$ ....(26)

Dont Y est le taux de la production instantané de l'alambic en eau douce en kg/m²hr

Le transfert de chaleur du couvert en vitre à l'air environnant est dû à la convection et à la radiation, il est égal à

$Q_{ga} = h_{ga}(T_g - T_a) + \alpha\varepsilon_g\left[(T_g + 273)^4 - (T_{sky} + 273)^4\right]$ ....(27)

Dont

$h_{ga} = 5.7 + 3.8\,V_w$ ....(28)

$(T_{sky} + 273) = 0.0552(T_a + 273)^{1.5}$ ....(29)

La chaleur perdue du bassin à l'air est égale à:

$Q_{ba} = h_{ba}(T_w - T_a)$

....(30)

Dont $\frac{1}{h_{ba}} = \frac{1}{h_{ga}} + \frac{X_{in}}{K_{in}}$ ....(31)

Ces équations devraient être résolues par les calcules numériques de la température inconnue Tg et Tw. Pour chaque intensité solaire, angle d'incidence et température de l'air, les équations donnent les températures du verre et de l'eau. Ainsi, pour l'évaluation de la performance d'un alambic donné, les données météorologiques doivent être connues et reliées à ces équations. Si une corrélation est disponible, les démarches seront plus simples, sinon des classeurs pour les données devraient être créés à partir des équations 1-21.

Les corrélations suivantes sont de la radiation solaire totale et la température ambiante d'Alexandrie d'après les références [9,10] respectivement.

$q_s(t) = 0.8163 I_{sc} \cdot \dot{S} \cdot \cos\theta \cdot [1 - 0.2673\sin(180 - 15t)]$ ....(32)

dont S = la moyenne mensuelle de la durée d'insolation solaire quotidienne.
t = le temps du jour (hr).

$T_a = T_{min} + (T_{max} - T_{min}) \cdot f(t)$ ....(33)

$T_{max} = 24.8 + 5.9\sin(2\pi\frac{n - 240}{365}) \cdot c$

$$T_{min} = 15.9 + 6.8\sin(2\pi\frac{n-239}{365}).\ c$$

Ainsi la performance de l'alambic solaire est calculée pour chaque intervalle de temps requis. Cependant les valeurs moyennes quotidiennes peuvent être plus pratiques, la productivité de l'alambic étant définie par P.

$$p(\text{l/m2 .jour}) \ \frac{\text{volume de distillat recueilli par jour } (\ell\ /\ \text{jour})}{\text{surface du bassin}(m^2)} \quad \text{..............(34)}$$

Pour l'alambic solaire type bassin, une corrélation est donnée par la référence [11].

$$P_d = 0.0393 q_{sd}^{\ 1.4} \quad \text{..............(35)}$$

P_d en $\ell\ /\ m^2$.jour, and q_{sd} en MJ/m^2.jour

Taux de production maximum:

$$D = 3.125 \times 10^{-4} q_s - 3.434 \times 10^{-5} \quad \text{..............(36)}$$

D est le taux de production en $kg\ /\ m^2.s$

H_s est le flux solaire incident en $W\ /\ m^2$

Efficacité du fonctionnement de l'alambic solaire , η

$$\eta = \frac{P(\ell\ /\ m^2.\text{jour}) \times 2.48\ (MJ/\ell) \times 100}{\text{rayonnement Solaire } (MJ/m^2.\text{jour})} \quad \text{..............(37)}$$

Exemple:

Il faut estimer la production d'un alambic solaire genre bassin de 10 mètres carrés de surface, à des mois différents de l'année, pour être construit à la ville de Matrouh en Egypte (latitude= 31.33N). Calculez aussi la moyenne annuelle de production pour les cités égyptiennes suivantes: Matrouh, Le Caire, Assyiout, El-Arish et Hurghada. La moyenne mensuelle du rayonnement global sur une surface horizontale en kwhr/m^2 jour étant :

	Jan.	Fev.	Mars	Avr	Mai	Juin	Juil	Août.	Sept.	Oct.	Nov.	Dec.
Marsa Matrouh	3.1	3.97	5.33	6.61	7.37	8.01	7.98	7.37	6.3	4.73	3.51	2.92
Le Caire	3.0	3.70	5.04	6.05	6.96	7.45	7.25	6.64	5.7	4.49	3.29	2.85
Assyout	3.8	4.91	5.98	6.91	7.47	7.93	7.82	7.29	6.4	5.37	4.18	3.60
El-Arish	3.3	4.01	5.31	6.16	7.56	7.69	7.78	7.14	6.0	4.58	3.56	3.14
Hurghada	4.2	5.36	6.53	7.41	7.88	8.27	8.18	7.75	6.9	5.56	4.48	3.91

Des équations 1-6, l'angle solaire incident relatif à l'alambic est calculé chaque mois à l'aide du jour caractéristique recommandé chaque mois. Cela est représenté par le tableau suivant:

Mois	Jour de l'année	Date
Janvier	17	Janvier 17
Février	47	Février 16
Mars	75	Mars 16
Avril	105	Avril 15
Mai	135	Mai 15
Juin	162	Juin 11
Juillet	198	Juillet 17
Août	228	Août 16
Septembre	258	Septembre 15
Octobre	288	Octobre 15
Novembre	318	Novembre 14
Décembre	344	Décembre 10

De surcroît, en calculant la moyenne du rayonnement extra-terrestre sur une surface horizontale, par l'équation 9, la moyenne mensuelle de l'index de clarté quotidienne sera calculée par l'équation 18, et par conséquent la rayonnement du rayon I_b. Ainsi, l'insolation diffusée sur une surface horizontale sera aussi calculée par l'équation 20 , connaissant l'altitude solaire. Finalement l'insolation sur une surface inclinée q_s sera calculée par l'équation 21. L'insolation sur une surface inclinée q_s sera transférée à q_{sd} et la productivité de l'alambic sera estimée par l'équation 32. Les résultats sont listés dans le tableau suivant:

Productivité de l'alambic solaire genre bassin pour la cité de Matrouh (lat=31.33)

Mois	kwhr /m2jour	MJ /m2 jour	P_d (l / m2·jour)
Janvier	4.7	16.92	2.06
Novembre	5.3	19.08	2.43
Décembre	4.7	16.92	2.06
Avril	6.8	24.48	3.46
Mai	7.4	26.64	3.89
Juin	8.1	29.16	4.41
Juillet	8.0	28.8	4.34
Août	7.5	27	3.96
Septembre	6.9	24.84	3.52
Octobre	6.0	21.6	2.9
Novembre	5.3	19.08	2.43
Décembre	4.7	16.92	2.06

Les résultats de la moyenne de production annuelle supposée d'un alambic solaire genre bassin dans des différentes cités d'Egypte d'après les données de l'exemple.

Résultats de la moyenne de productivité annuelle

Situation	kw.hr	kwhr/m2·jour	MJ/m2·jour	P_d
Matrouh	2150	5.89	21.204	2.82
Le Caire	1980	5.42	19.51	2.51
Assiout	2300	6.30	22.68	3.10
Aswan	2480	6.79	24.44	3.44
El-Arish	2140	5.86	21.09	2.80
Hurghada	2480	6.79	24.44	3.44

6.6 -Performance des alambics solaires

La distillation solaire a existe il y déjà longtemps, mais l'intérêt en l'usage de l'énergie solaire dans les usines de distillation a augmente dans les dernières

années. Il faut bien noter que l'alimentation en énergie de ces distillateurs et les pertes de chaleur sont fortement affectées par la radiation solaire, la température ambiante, la température de l'eau de mer et les autres conditions climatiques. Par conséquent, la performance de n'importe quel système de distillation solaire est fortement affectée par les conditions de l'environnement. El Sherbiny et al [12], en une étude sur la distillation solaire du type bassin étendue sur toute l'année, ont démontré que la production de l'alambic est fortement dépendante de la radiation solaire et de la température ambiante. La productivité quotidienne de l'alambic varie de 1.1 à 5.2 kg/m^3.

La performance des unités dépend des paramètres du plan, de fonctionnement et de l'environnement. Les paramètres de plan sont les plus importants. Dans le but d'intensifier le rayonnement solaire sur l'alambic, Mousa et al [13] ont entouré l'alambic solaire avec des miroirs plans pour chauffer les couches d'eau des deux côtés, doublant ainsi l'exposition de l'alambic, ce qui se traduit en une augmentation considérable dans la production. D'autre part, le plan optimal de l'alambic solaire type bassin a été étudié par Sorour et al [14]. L'étude expérimentale et théorique de ces alambics solaires à miroirs inclinés, particulièrement conçus pour minimiser la réflexion, a indiqué que le plan optimal dépend de la période de l'année mais aussi des angles ont été recommandés, tout au long de l'année, pour l'insolation locale et les conditions climatiques. contrairement, la pente du couvert et l'espace entre l'eau et la vitre qui ont indiqué un effet insignifiant sur la productivité de l'alambic [15]. Finalement, il a été démontré que le remplissage de fond de l'alambic avec du charbon de bois, augmentera la productivité [16].

Les paramètres de fonctionnement ont aussi reçu un effort substantiel. le refroidissement de couvert en vitre ou le préchauffage de l'eau de mer avant de l'introduire dans l'alambic solaire ont été étudiés par [17,18]. Ceci a été accompli par le passage de l'eau de mer sur le couvert en vitre extérieur avant son introduction dans le bassin. Ceci améliore la productivité de l'alambic solaire à condition que la couche mince d'eau n'ait pas substantiellement diminué la transmissivité du couvert en vitre. De surcroît, l'effet de la profondeur de l'eau a été donné pour indiquer que la production totale de l'alambic augmente avec la diminution de la profondeur de l'eau. La productivité augmente aussi avec l'augmentation de l'épaisseur de l'isolation. Pour une augmentation de 1 à 5 cm, la productivité quotidienne augmente de 40% environ en Juillet et de 50% en Janvier. Cependant, une augmentation supérieure aura un effet négligeable sur la production. Finalement, l'augmentation de la vitesse du vent donnera une

réduction relativement minime à la productivité de l'alambic (l'augmentation de la vitesse du vent de 0 à 8m/s diminuera le taux de production de moins de10%).

6.7 Alambics à multiple effets de diffusion

Les alambics à multiple effets de diffusion sont basés sur la simple idée de la diffusion du distillat à travers la chute de l'eau salée, dans ce cas les multiples effets prennent place. Un diagramme schématique est présenté dans la figure 6.10. de manière que l'eau chaude et l'eau salée établissent la diffusion pour l'eau salée et la formation du distillat en quatre effets comme le démontre le figure. Finalement, l'eau salée est recueillie au fond de l'alambic.

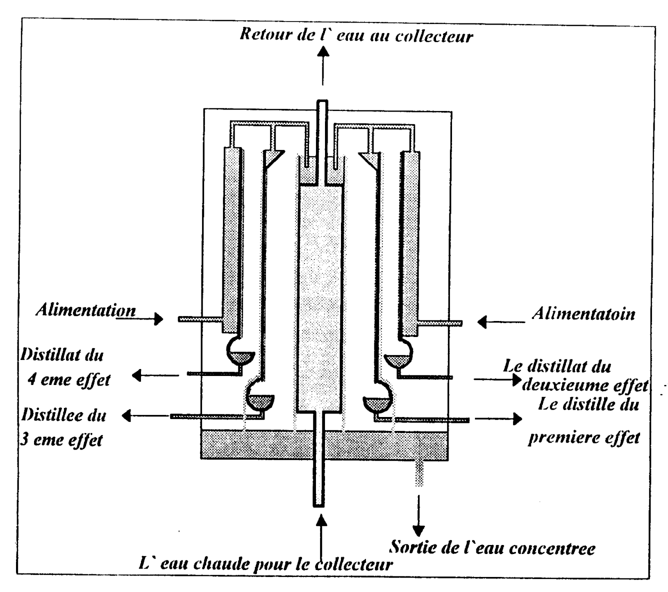


Figure 6.10. Alambics à multiple effets de diffusion

6.8. Le dessalement solaire à multiple stages de flash

Il se compose de trois parties essentielles: un système de collection de chaleur, un réservoir de réserve et des unités de dessalement à multiple stages de flash. Le système de collection de chaleur peut être des collecteurs en forme de plaques plates, des collecteurs en forme de tubes en verre évacués comme ceux utilisés à Abu Dhabi [19,20] ou des collecteurs en forme de concentrateurs en ligne comme ceux utilisés à l'Insitut du Kuwait pour les recherches scientifiques [21]. Le système est représenté par la figure 6.12. Il se compose de quatre groupes de 160 bassins paraboliques montés sur l'orientation nord-sud et le système de piste pour l'orientation est dans la direction est-ouest pour avoir l'alimentation maximal chaleur. L'eau circule à l'aide d'une pompe qui fonctionne uniquement durant les heures de lumière solaire. Un réservoir de réserve de 7000 litres de capacité, isolé avec 10cm de polyuréthanne, est utilisé comme le sous-système de réserve thermale. Un appareil est désigné pour échanger la chaleur du réservoir de réserve à l'eau de mer avant d'être introduite au sous-sysème de dessalement à multiple stages de flash. L'eau de mer chauffée coule dans la chambre de flash du premier stage où elle sera, en partie, flash à cause de la pression relativement basse, ensuite elle sera condensée sur les tubes relativement plus froid renvoyant l'eau salée à l'écharnement de chaleur. Le condensât est recueilli dans chaque stage et puis des différents stages pour être utilisé. Ce processus se répète dans chaque stage où la pression est consécutivement réduite.

La performance de n'importe quel processus de distillation peut être indiquée par la consommation spécifique de chaleur, définie comme la quantité de chaleur en Kj requise pour produire 1kg d'eau douce. Dans l'opération de simple distillation, la consommation spécifique de chaleur est de 2422 kj alors qu'elle est réduite, dans le système en considération, à une valeur de 380 à 290 kj/kg pour une différence de température entre l'eau salée chaude et l'eau de mer initiale de 10° à 40°c.

La performance thermale de l'unité de dessalement à multiple stages dépend de la performance des concentrateurs solaires, des unités de réserve et des chambres de flash. La performance des concentrateurs solaires est donnée par l'équation suivante:

$$\xi = 0.6735 - 17.11\frac{(T_i - T_a)}{q_s} \qquad (35)$$

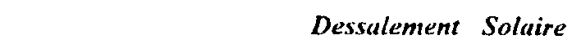
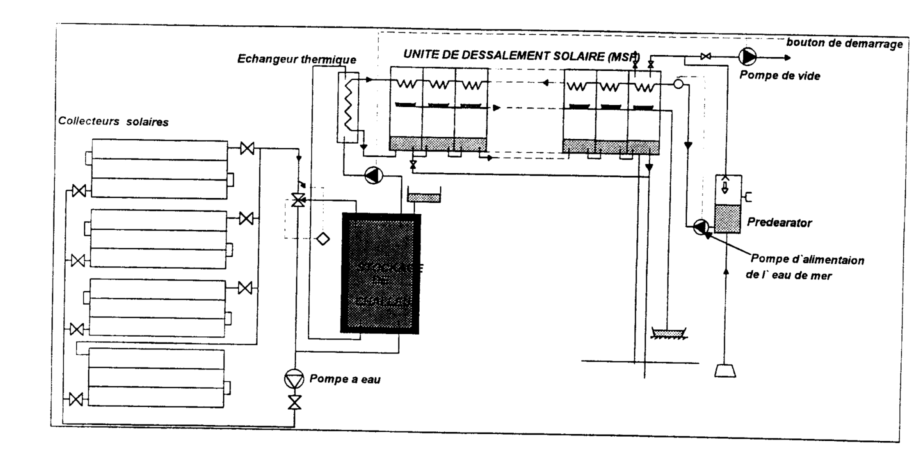



Figure 6.12 Le dessalement solaire à multiple stages de flash

Cela dépend de la surface de concentrateurs solaire, de la radiation sur la surface du collecteur, de la température de l'air ambiant et de la vitesse du courant du fluide tranferant la chaleur.
D'autre part, la performance de la réserve thermale dépend de sa capacité de chaleur, pour le système présent de 7000 l. elle atteint sa température minimal durant les premières heures du matin et sa température maximal quand les radiations solaires commencent à se décliner à la mi-après-midi. La période de changement est la période de lumière solaire alors que la période d'émission est les 24 heures du jour. La température du réservoir de réserve varie entre 50°c et 70°c.

La performance du sous-système de dessalement est affectée par un nombre de facteurs comprenant la température de l'eau de mer introduite, la température de l'eau salée, la vitesse du courant de l'eau de mer, la température de l'air ambiant, le taux de suppression des gaz non-condensibles, le niveau de pression durant les différents stages et les conditions de fonctionnement du système de contrôle [21]. La performance des chambres de flash dépend de la température de l'eau saline, la vitesse du courant, la température de l'air ambiant. et la pression durant les stages différents. Il a été démontré qu'avec l'augmentation de la température de l'eau saline, la consommation de chaleur diminue, malgré que les pertes de chaleur augmentent à cause de l'augmentation de la différence de température avec l'environnement.

Deux usines de dessalement solaire ont été construites à Abu Dhabi utilisant la technologie du collecteur en tube évacué, leurs données représentent un très bon cas d'étude.

Table 6.2 Spécifications d'une usine de 80 m^3 /jour

Conditions du plan	
Radiation solaire	**20933kJ/m^2·/jour**
Température ambiante	**Max. 48 ^oC** **Min. 7 ^oC** **Ave . 30 ^oC**
Vélocité du vent	**5 m / sec.** **30 m / sec. (pour la structure)**
Humidité relative	**Max. 100%** **Min. 10%**

Température de l'eau de mer	Max 39 °C Min. 21 °C Ave. 35 °C
Densité de l'eau de mer	55,000 ppm (T.D.S).

Description de l'usine		
Evaporateur	Type	Tube horizontal Pile à Multi-Effet.
	Capacité	Max. 120 TON / d Min. 60 TON / d Ave. 80 TON / d
	Consommation de chaleur	183.37 kJ / kg .
Collecteur	Type	Tube en vitre évacué
	Efficacité	66%
	Surface absorbante	1862 m^2
Accumulateur	Type	Cylindre vertical thermalement stratifié
	Capacité	300 m^3 (3 unités)
	Perte de chaleur	1.05 °C/24 Hrs

Détails du Collecteur	
Couche-séléctive	Absorbance > 0.91 Emissivité < 0.12
Surface absorbante	1.75 m^2
Dimensions extérieures	2860 x 985 x 115
Poids net	64 kg
Poids de fonctionnement	67.5kg
Vitesse de la circulation	700-1800 l / h

El Nashar [22] a étudié l'optimisation des paramètres de fonctionnement d'une usine de dessalement solaire. Les informations solaires, l'ambiance et la température de l'eau de mer dans le site de l'usine ont été inclues dans le processus de l'optimisation. La radiation quotidienne sur une surface horizontale a une valeur minimal de 4.2 kwh/m^2/jour en décembre et une valeur maximal de 7.8 kwh/m^2/jour en Juin. D'autre part, la température ambiante varie entre 19°c en Février. Finalement, la température de l'eau de mer semble être légèrement plus élevée que la température ambiante de Septembre à Mars, égale en Avril et légèrement plus basse de Juin à Août.

Les principaux paramètres de fonctionnement ont été changés à l'optimum pour parvenir au maximum de production de distillat. La surface collectrice totale fonctionnera uniquement durant les mois spécifique) de basse intensité de radiation, durant le reste des mois elle fonctionnera seulement en partie. La surface collectrice a changé entre 1600- 1862 m^2, le point déterminé de température de la sortie du collecteur pris entre 60°c -80°c

Le résultat de cette étude indique que le taux optimum du chauffage du courant d'eau dépend des mois de l'année, et que la production du distillat durant le mois de Janvier est inférieur a_ la production durant le mois de Juin. En Janvier, le taux optimum de chauffage du courant d'eau est de 12m^3/hr, alors qu'en Juin l'optimum sera 16m^3/hr. Le taux maximum de chauffage du courant d'eau étant de 19.7 m^3/hr en Juillet.

On a trouvé que la surface collectrice optimale ne devrait pas suivre un rythme continu le long des mois de l'année à cause du changement dans les données solaires, l'air ambiant et la température de l'eau au site de l'usine. La surface collectrice maximale a été recommandée pour le mois de janvier, Juillet, Novembre et Décembre. Durant le reste de l'année une partie du collecteur devra être vidée et exclue du service. D'autre part, le point déterminé de la température de la sortie du collecteur est à son maximum en Juillet et égal à 80°c, et est à son minimum en Janvier, Février et Décembre et égale à 60°c.

Finalement, on a trouvé que la production maximale de distillat dans les conditions optimisées était obtenue au 120 m^3/hr pour huit mois par année: de Février à Juin et d'Août à Octobre. Les autres mois ayant une production moindre qui peut atteindre de 90 m^3/hr en Décembre. La consommation maximale de chaleur a été calculée et elle est égale à183.37 kj/kg.
A la suite cette expérience, une plus grande usine a été construite pour produire 1300 m^3/jour. Les spécifications de cette usine sont présentées dans le tableau 6.3 et les coûts de fabrication dans le tableau 6.4 en Yen Japonais en un cas d'étude.

Table 6.3 Spécifications principales d'une usine de 1300 m^3/jour.

Collecteur	Type Dimension (1 panel) No de panels Surface absorbante	Tube en verre évacué 2860 x 985 x115 mm 10640 18640 m^2
H / A réservoir	Type Dimension No 1 réservoir No 2 réservoir No 3 réservoir Capacité totale	Cylindre vertical thermalement stratifié Diamètre Hauteur 6940mm 12556mm 6940mm 10156mm 6940mm 10156mm 3000 m^3
Evaporateur	Type Capacité Consommation de chaleur No.d'effet Dimension Pouvoir de consommation : Pompe collectrice Pompes évaporatrices Pompe évaporatrice aspiratrice	Tube horizontal, multi-effet 1333 m^3/jour 122.25 kJ/kg 30 effets et un condensateur 5000 x8000 x 17300 mm Net B.H.P 54kW Net B.H.P 89kW Net B.H.P 66kW

Table 6.4 Coûts de fabrication d'une usine pratique de 1300 m^3/jour.

Equipement	Coûts de fabrication en million de Yen
Evaporateurs	506.055
Réservoirs accumulateurs de chaleur	66.629
Collecteur Unité principale Monture, tuyauterie, etc.	1170.4 638.4
Générateur de moteur Diesel : Usage normal Usage d'urgence	21.1 12
Coût total de l'usine	2414579

Une unité de dessalement solaire basé sur les principes de l'osmose inverse a été conçue par Bowman et al [23]. L'usine produisait entre 7570 à 26498 litres d'eau douce en une période de huit heures a porter d'une eau saline ayant un TDS de 5400 ppm. L'énergie solaire était employée pour fournir la chaleur à un réservoir de réserve d'eau liquide -vapeur à haute pression qui alimente deux moteurs composés de vapeur réciproquante. Une représentation schématique de cette usine est présentée dans la figure 6.12.

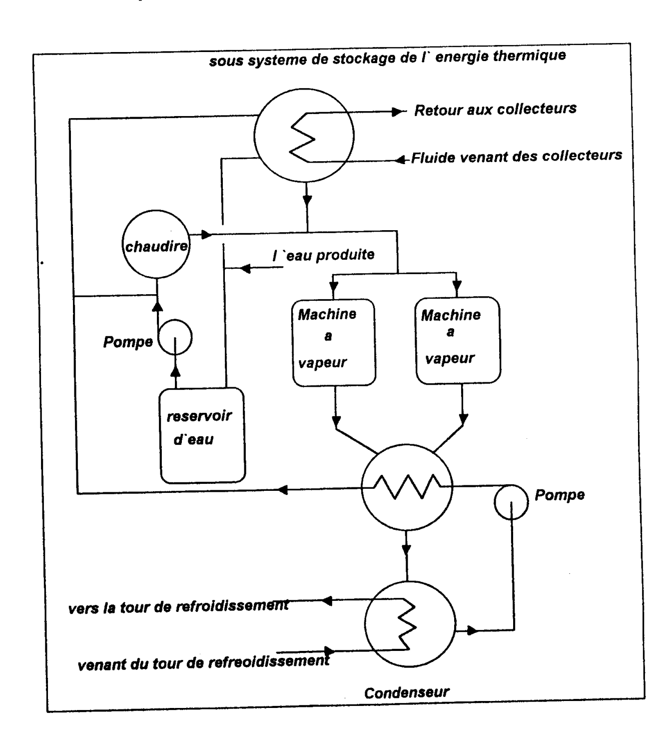
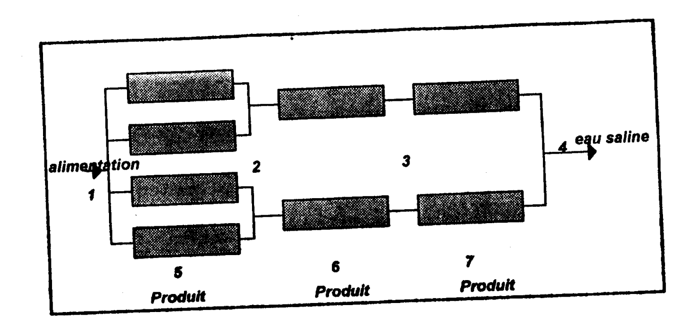


Figure 6.13 .Usine de dessalement solaire Osmose inverse.

Le système de collecteur solaire composé de deux rangées de collecteurs paraboliques solaires avec leurs accessoires avec une surface effective d'orifice de 13.3. mètres carrés. Les collecteurs étaient montés dans la direction nord-sud pour poursuivre le soleil de l'est à l'ouest chaque jour. La surface reflectrice est faite d'une matière de verre fin avec une surface arrière en argent. De surcroît, le fluide transférant la chaleur était choisi d'être non-corrosif ayant une basse pression de vapeur et une dégradation thermale.
L'usine a la facilité de fonctionner avec des chaudières solaires, des chaudières à l'huile chauffée ou des chaudière à usage mixte de chauffage solaire et chauffage auxiliaire à vapeur. Ces modes dépendent de l'intensité solaire et de la quantité d'eau douce voulue. Si l'énergie solaire est assez forte pour amener le réservoir de réserve à son point de pression fonctionnel, le mode sera purement solaire. Par contre, s'il n'y a pas d'insolation, la chaudière devra fournir la chaleur voulue. Finalement, le mode mixte sera pour les situations partiellement nuageuses. Cependant, il faut noter que si la quantité voulue d'eau douce est supérieure à celle que peut fournir les chauffeuses solaires, la chaudière fonctionnera même si l'intensité est forte.

Le produit maximum de la chaudière était 270 kg de vapeur saturée sèche à 10.2 atm . Cela dépassait la consommation de vapeur attendue des deux moteurs à vapeur d'environ 30%. Des moteurs à vapeur démodés ont été employés pour être disponible en ce moment dans l'équipement, étant donné que les turbines à vapeur n'étaient pas concevable pour une application de pouvoir et de pression aussi faible. D'autre part, le réservoir de réserve de l'énergie thermale est de 3785.4 litres et d'une pression maximum de 13.6 atm à condition que la vapeur des moteurs d'accroissement soit à pleine pression pour une demi-heure sans aucune alimentation d'énergie.. Le réservoir était monté verticalement pour mettre en valeur la stratification thermale.

Le système osmose inverse était conçu pour fonctionner en deux trains séparés et reliés en parallèle, avec la possibilité de fonctionner individuellement ou ensemble, et d'utiliser un dispositif creux à fibre fin à cause de sa haute densité d'entassement à comparer au dispositif spiral et sa performance. La figure 6.14 est un schémas de chaque train avec les valeurs de la vitesse du courant et d'autres paramètres.



Situation	1	2	3	4	5	6	7
Vitesse du courant (liter/min)	34.8	18.92	12.64	8.47	15.74	6.28	4.16
Pression (ata).	27.2	25.3	23.4	21.5	.68	.68	.68
TDS (ppm).	5371	9837	1396 8	2038 1	324	644	908

Figure 6.14 Arrangement pour un train dans le système osmosis renversé

6.10 Méthode électrodialyse utilisant les cellules solaires

Un diagramme schématique du système est présenté dans la figure 6.15. Comme on le remarque, les cellules photovoltaïques fournissent l'énergie requise pour l'équipement électrolyse et l'équipement à pomper. Les stages de dessalement sont comme il suit:

a- L'eau saline est pompée à travers un filtre et puis mise en réserve en un réservoir filtre.

b- l'eau saline est pompée aux cellules électrodialyses pour être dessalée.

c- L'eau est renvoyée au réservoir de l'eau fabriquée, après que sa salinité retombe à moins de 400 mg/l.

La force engendrée par la cellule solaire est mise en réserve en une batterie à réserve, cependant l'optimisation du fonctionnement du processus réduit le volume de cette batterie et par la suite les frais. Cela a été accompli par l'usage de la force supplémentaire engendrée durant la journée pour pomper l'eau de puits dans le réservoir filtre. Le processus de dessalement prend place ensuite, après le coucher du soleil. Cette façon de procéder augmente la capacité du réservoir filtre mais réduit les frais totaux [24]. Les spécifications de l'usine sont présentés dans la table 6.5.

(55KW)
Photovoltaic cells
(1,200Ah)
A.C
D.C
Filter
Desalted tank
Electrodialysis Stack
Desalted water pump
Brine pump tank
Brine
Fresh watre
Deep well
Deep well puap
60 m
Brackish water

Figure (6.15) Electrodialyse utilisant l'energie solaire

Table 6.5 Spécifications générales d'une usine Electrodialyse

1- Echelle Capacité totale de la cellule solaire Equipement de dessalement de l'eau saline Site d'essai	65 kW 200 m^3/jour 2813 m^2
2-Genre de produit Dessalement de l'eau saline Pompe	DC (200V) AC 3 phase,60 Hz, 200 V
3-DC unité de conversion	CVCF 300kVA + VVVF 16 kVA
4-Contrôle	Contrôle de prévention de déchargement excessif de la batterie. Contrôle automatique de chargement est suivi par la capacité residue et les bornes de voltage de la cellule avec les quartes modes de charge de l'introduction de l'eau + l'introduction de l'eau saline, les opérations de dessalement et de remplacement.
5- Capacité de la cellule secondaire	1200 Ah (10 taux de l'heure),192 V (2.0 V x 96 chacune)
6- Configuration générale	C'est une configuration d'un système dans lequel l'électricité engendrée dans la cellule solaire est en forme de DC à l'unité de dessalement de l'eau saline après avoir passé à travers une cellule secondaire, et un système dans lequel une partie de l'électricité est convertie en AC dans un transformateur AD-AC et est fournie à la pompe.

7- Système de connexion	Type indépendant dispersé (électricité commerciale utilisée pour illuminer) (Avec fonction d'appui de fourniture d'électricité commerciale comprenant un fournisseur d'électricité d'urgence)

REFERENCES:

1-J. K. Page, " The estimate of monthly mean values of daily total short-wave radiation on vertical and inclined surfaces from sunshine records for latitudes 40°N to 40°S " Papier no 35/5/98 , proc. UN conférence sur les nouivelles sources d'énergie, Rome, (1961).

2-B.Y.H.Liu and Jordon, " The interrelationship and characteristic distribution of direct, diffuse and total solar radiation," Energie Solaire, vol. 4, no 3, pp. 1-19,(1960)

3-E.C.Boes, I.J.Hall,R.R.Prairie,R.P.Stromberg, and H,E.Anderson, "Distribution of direct and total solar radiation available for the USA " Séance de la réunion annuelle 1976 Sec Am. de ISES, Sharing the sun, vol. 1, Winnipeg, Août 15-20, pp. 238-263,(1976)

4-R.N.Morse, W.R.W.Read "A rational basis for the engineering development of a solar still " Energie Solaire, 12,5,(1968)

5-H.E.S.Fath et S.M.Elsherbiny "Effect of adding a passive condenser on solar still performance " Int. .J. Energie Solaire , vol. 11, pp. 73-89,(1992)

6-H.M.Yeh, L.W.Ten et L.C.Chen, "Basin -type solar distillers with operating pressure reduced for improved performance" Energie, 10, 6, pp. 683-688 (1985)

7-H.M.Yeh et L.C.Chen "Basin type solar distillation with air flow through the still "Energie, 10, 11, pp. 1237-1241 (1985)

8-S.M.A.Moustafa,G.H.Brusewitz et D.M.Farmer "Direct use of solar energy for water desalination", Energie Solaire 22,141-148 (1960)

9-S.M.Shehata, "Solar radiation data and correlation for Alexandria area, Egypt" M.Sc Thèses. Université d' Alexandrie, Egypte (1987)

10-W.A.Kamal, "An ambient temperature model for Egypt". Bulletin de la Faculté de Polytechnique, Université d'Alexandrie, Egypte, 20, 169 (1981).

11-M.A.Darwish" Desalination" Université du Roi Abdulaziz, Collège de Polytechnique Jeddah, Arabie Séoudite.

12- S.M.Elsherbiny et Hassan E.S.Fath , Distillation Solaire sous conditions climatique d'Egypte, Energie Renouvelable vol. 3, No 1, pp. 61-65,(1993).

13- M.M.Mousa, F.M.Abdelfattah et I.A.Sakr "Double exposure solar still." Proc.of the International symposium-Workshop on solar energy, pp. 1546-1560. Pergamon press .Oxford (1978).

14-M.M.Sorour,M.A.Wahhab and M.M.Nasr "Optimal design studies of basin type solar still" Séance de la 4ème Conference International à Miami des sources alternatives d'énergie, Miami Beach,Florida,U.S.A, Decembre 1981, Publié en "Solar heating cooling desalination -Alternative Energy Sources IV" volume 2 pp. 373-383,(1982)

15-E.D.Howe " Distillation of sea water " In Solar Energy Technology Handbook, ch 33, pp. 205-237. Marcel Dekker,New York (1980)

16-V.A.Akinsete and C.U.Duru " A cheap method of improving the performance of roof type solar still ",Solar Energy 23,271 (1979).

17-M.A.Wahhab, M.M.Sorour, et M.M.Nasr," Effect of cover cooling on the performance of basin type solar still", 5ème Conference International Miami sur les sources alternatives de l'énergie, Miami Beach, Florida,U.S.A. 16-19 Decembre (1982)

18-M.F.Abd-Rabbo,A.A.Aly et M.Z.Zahran." Preheated solar water distiller,1: Indoor simulation, proc of the Solar Energy and Conservation Symposium.(edited by T.N.Veziroglu).pp. 557-581.Pergamon Press.Oxford (1978)

19-A.M.El-Nashar et K.Ishii," Abu Dhabi solar distillation plant", Dessallemment,52,217-234 (1985)

20- A.M.El-Nashar, "Performance of the solar desalination plant at Abu Dhabi". Desallement,72,405-424 (1989)

21-S.M.A.Moustafa, D.I.Jarrar and H.I.El.Mancy "Performance of a self-regulating solar multistage flash desalination system" Energie Solaire vol. 35, no 4, pp. 333-340,(1985)

23- A.M.El-Nashar, Optimizing the operating parameters of a solar desalination plant, Energie Solaire vol. 48, No 4, pp. 207-213, (1992)

13-T.E.Bowman, A.M.EL-Nashar, B.H.Thrasher,A.A.Husseiny and A.J.Unione " Design of a small solar-powered desalination system" IDEA conférence,Octobre (1981).

24-Totaro Goto "Utilization of diverse energy sources for saltwater desalination " Centre de promotion de re-usage de l'eau. Cette recherche fût dirigée en commun par Fukue city,Nagasaki prefecture,Hitachi,Ltd,Babcock Hitachi,Showa Shell Sekiyu K.K, et Centre de promotion de re-usage de l'eau douce, Japon sous envoi de l'Organisation de l'Energie Nouvelle et du Dévelopement de la Technologie Industrielle (NEDO),(1993)

CHAPITRE VII

LES PROCEDES A BASE DE MEMBRANE

VII-1- Introduction aux procedes à base de membrane:

A- Généralites:

Ce chapitre traite des procèdes de dessalement à base de membrane; comme l'O.I et l'elctrodialyse et donne un aperçue sur ces technologie des membranes et sur les procèdes utilisant ces membranes. Il a été démontré dans l'introduction (chapitre I) que ces procèdes représentent 33% environ de la capacité totale des installations de dessalement dans le mondé. Le chapitre commencera par une description des principes du procèdes à membrane, les différents modeles de membranes utilisées, et la performance de ces membranes. ensuite la technologie de l'O.I et de l' electrodealysis. Il a aussi pris en considération la conception de modules et de systèmes, les problèmes typiques du fonctionnement et les solutions de ces problèmes.

B- Brèfe historique :

La filtration moderne à travers_ membranes a commencé dans les années 30, avec Zsigmondy en Allemagne. (Les membranes écorchées ou asymétriques ont certainement été faites eu 1930 et probablement plus tôt encore, en Europe et en Angleterre). Cela était l'introduction à l'industrie de l'ultra filtration (UF) et la purifiltration (MF). Ces membranes UF et MF ont été développées pour la séparation, et la purification biologique sur le plan laboratoire. Cette technologie a été développée encore plus aux Etats Unis par Goûtez, (3) à l'Institut eu technologie. de la Californie en 1945-46. Le but était de développer des filtres bactériologiques à membrane pour à production d'eau pour les cites allemandes bombardées pendant la seconde guerre mondiale.

Durant les années 50, le vrai travail qui a mené au traitement moderne des membranes a débuté à l'université de Floride. C'etait un effort pour étudier, vraiment l'O.I. La première unité d'O.I. de hautes performances à été construite a l'universite de Californie à Los Angeles.

L'OSW [office of saline water], appelé aujourd'hui le Bureau de Recherche et de Technologie de l'eau OWRT, a soutenu la recherche dans le domaine du dessalement. Durant les années soixante, les fonds alloues aux recherches de dessalement aux Etats Unis étaient seulement de 15 million $U.S. par an. Après plusieurs années, des membranes composées du type Nord As-100 et PA.300 sont apparues, en memes temps que la membrane polyamide de Dupont et autres . Quelques unes de ces membranes sont, en " acétate decellulose ", et sont devenues aujourd'hui, commercialement disponibles pour le dessalement de l'eau de mer à étage simple.

Les recherches intensifies et les développements récents dans ce domaine ont été diriges vers le développement des deux type de ces membranes les plus utilisés à savoir les membranes à fibres creuses et spirales.

Maintenant, la technologie de membranes est répandue dans les usines de dessalement. L'O.I. et l'Electrodilyse représentent plus de 34% de la capacité installée. En plus, la technologie de membrane a été introduite dans d'autres domaines comme le traitement des aliments, le traitement des eaux usées et les industries textiles. L'effort de recherche et de développement a été concentré pour développer des membranes de plus en plus efficaces.

VII- 2- Introduction à la technologie des membranes et son développement :

Une membrane est une matière fine, souvent en forme de plaque, mais parfois sous d'autres formes 0,1 mm d'épaisseur, qui forme une barrière physique entre deux fluides tout en maintenant un certain degré de communication. La membrane elle même est le coeur des procedes de O.I et d'Electrodialyse (E D). La compréhension des différents genres, des caractéristiques et de la performance est essentielle pour une connaissance convenable de la performance générale des usines de O.I et E D.

Une des caractéristiques les plus cruciales de la membrane est la tendance d'être plus perméable à certaines espèces qu'à d'autres, cette propriété est appelée perméabilité sélective. La première membrane synthétique fut développée il y à 150 ans environ. Un précipite glutineux en " cuprique ferro-cyanide " est forme entre les pores de un plat en porcelaine. Ces membranes étaient bien utilisées, pour déterminer les mesures, exactes des pressions osmotiques des sucres et d'autres substances organiques. Au début des années soixante les membranes semi - perméables constituées de fines pellicules de matières polyédriques, furent introduites sur le marche.

Le but final des recherches dans ce domaine est de trouver une membrane qui soit hautement perméable à l'eau à des pressions relativement basses, tout en étant imperméables aux sels. Les performances d'une membrane idéale sont démontrées ci-dessous.

Table VII-1

O.I & ED	*O.I*	*ED*
Assez forte pour résister à la différence substantielle de pression	Complètement impermeable au sel	Complètement impermeable à l'eau
Chimiquement , physiquement et therimiquement stable	Infiniment impermeable à l'eau	Sélectivement perméable aux "cations " ou aux " anions"
Inaffective par l'infection	Capable d' être fermée pour céder de grandes surfaces par unité de volume	Basse résistance électrique

(Source, progress in Membrane Separation Technology ref.{1})

La membrane en acetate de cellulose et (AC), une pellicule de 25 microns d'épaisseur qui peut enlever 89% du sel de l'eau de mer, mais le problème de base est que le flux est extrêmement faible (e.g.0.2 litre par m^2 par jour).

La découverte majeure fut en 1960 quand Leob et Sourirajont découvrirent une méthode de production par laquelle la membrane était d'une solution de AC dans de l'acetone contenant du " magnésion aqueux " par de chlorate et gelée **clans** dans l'eau.

VII-3- Les principaux types de membrane :

Les différents types de membrane seront brièvement introduits, en décrits sur la membrane utilisée dans les processus de O.I et E D en effet, un aperçue bref sur la fabrication de la membrane sera présenté.

3-1- O.I et les membranes d'Ultra filtration :

Les membranes O.I sont essentiellement formées d'un structure poreuse avec une couche épaisse et dense sur l'une des surfaces qui forme la barrière au le sel. Il existe différents types de membrane, mais bases sur le même principe. Les différences sont surtout dans la construction de la couche épaisse et poreuse. Dans l'ultra filtration, la membrane retient seulement les macromolécules comme l'hémoglobine, et l'albumine au dextrine, mais la pression de fonctionnement est faible (2-10-bars). A maintement, les différences de pression techniquement appliquées en O.I vont jusqu'à 80 bars.

• Les applications les plus répandues de O.I et d'ultra filtration sont :

- Dessalement d'eau de mer et d'eau saumâtre.
- Traitement des branches a processus spécial dans les industries chimiques, alimentaires et les industries de papier et de textile.
- La séparation des protéines du fromage égoutté.

La table suivante démontre les différences principales entre l'O.I et l'ultra filtration.

Table VII-2

DIFFERENCES ENTRE O.I ET ULTRAFILTRATION

	Osmose ineverse(O.I)	Ultrafiltration (UF)
Volume de la solution Retenue	Poids moléculaires généralement plus petits que 100	Poids Moléculaire généralement superieur à 100
Pression Osmotique de la solution d'alimentation	Importante peut aller jusqu'à 70 Kg/cm^2	Généralement négligeable
Pression de fonctionnement	Plus que 7 Kg/cm^2, et peut aller jusqu'à 140Kg/cm2	de 1 a 8 Kg/cm^2
Nature de la membrane de rétention	Transport diffusée, Tamisage moléculaire possible	Tamisage moléculaire
Nature chimique de la membrane	importante et affecte les propriétés de transport	n' affect pas les propriétées des transport

Les différente types et la construction des membranes d'O.I seront décrits dans ce chapitre ulterieurenement.

3-2- Membranes de Micro filtration

La micro filtration est utilisée pour enlever, des liquides et des gaz, les très fines particules colloïdales de l'ordre du micromètre et sub-micrometre.Quelques applications de la micro filtration :

- La concentration et/ou le lavage des différentes suspensions colloïdales (pigments, hydroxydes de métaux, ...etc.)
- Pour séparer les émulsions (les branches industrielles polluées à cause du pétrole).

3-3- Les membranes d'Electrodialyse :

L'ED utilise les membranes sélectives anioniques et cationiques. Un champ électrique orthogonal aux membranes est nécessaire. Le procèdes est économique pour le dessalement de l'eau salée et saumâtre. Les détails de la membrane et le principe du procèdes sont décrits dans ce chapitre.

3-4- Membranes liquides :

Des liquides comme les solvants hydropholiques peuvent former des barrières entre la solution aquatique d'alimentation et la place du liquide aquatique d'absorption. Ce type de membrane et fixé à une matrice poreuse ou en forme de double émulsion. La double émulsion offre l'avantage des membranes à grande surface spécifique (1000 a 3000 m^2/m^3).

VII-4- L'osmose inverse

7-4-1 Le phénomène de l'osmose et de l'Osmose inverse.

Lorsque deux solutions de concentrations différentes sont séparées, par une membrane semi- perméable, une partie des composants de l'une des solutions passe de l'autre cote de la solution a travers la membrane. Ce passage des composants à travers la membrane continue tant que la différence de concentration existe mais jusqu'à une certaine limite. Ce phénomène est appelé " osmose " et la force de conduction est appelle " pression osmotique ".

Donc, l'osmose est un processus dans lequel le solvant est transporte à travers la membrane comme un résultat d'une différence de concentration. Si le système n'est pas projeté à aucune influence externe, comme le suppression de l'exces de solvants, une différence de pression hydrostatique sera donc finalement établie au point ou le transport de matière est égale zéro. Cette condition est connue comme l'equilibre osmotique.

Dans l'O.I, le solvant est forcé à passer dans la direction contraire à la direction normale et ce par la pression extérieure appliquée. Ceci dans le but de supprimer la plupart des minéraux et les matériaux organiques ansi que la substance biologique et la substance colloïdale. La pression osmotique est fonction de concentration en soluté, (la solution diluée) on peut appeler.

$$\pi = \beta C R T$$

La pression osmotique est plus élevée pour les petites molécules comme le NaCl, à comparer aux macromolécules ou aux détachements des particules qui

ont une pression osmotique insignifiante, ainsi la pression de fonctionnement nécessaire peut être beaucoup plus basse (2-10 bars).

La membrane de l'O.I retient essentiellement toutes les matières dissoutes et suspendues dans l'eau. Ainsi, les solutions alimentées et filtrées ont une pression osmotique différente. Cette différence doit être récompensée avant que l'eau puisse être forcée à travers la membrane. La plupart de l'eau traitée par le processus O.I à une pression osmotique substantielle (généralement exprimée par π). Pour l'eau de mer, $\pi \cong 25$ atm , alors que pour la plupart des eaux saumetrs $\pi \sim 4$ atm. Même l'eau du robinet, de 500 ppm deresidusec, à une pression osmotique de 0.4 atm environ.

4-2- Principe et mécanisme du O.I

Lorsqu'une pression , assez forte pour dépasser la dite pression osmotique, est appliquée a l'eau salée (voir la figure du mécanisme de O.I), la permutation va traverser la membrane dans le sens inverse, et ce phénomène est appelé " R.O ". Dans le domaine de la production de l'eau, le composant filtre est de l'eau pure.

Comme il est montré ci-dessus , le processus O.I est une sorte de courant de filtration parallèle obtenu par l'application uniquement, d'une pression élevée sur une solution aqueuse, et qui sort avec une pression supérieure à sa pression osmotique, en utilisant une membrane semi-perméable. La haute pression est fournie par une pompe "à haute pression".

Chaque solution a sa pression osmotique spécifique dépendant de la concentration de la solution. Pour l'eau de mer la concentration de sel est de 35,000 ppm (3.5%); sa pression osmotique est de 25 kg $/cm^2$ environ ainsi, la pression de fonctionnement appliquée sur l'eau de mer est généralement de 55 kg/cm^2.

La relation simple entre π et la concentration en sel est peut être mise sous la forme suivante:

$$\pi = \varphi R T C$$

φ = constante.
R = constante de gaz parfaits.
T = température absolue.
C = concentration en sel (en fraction de masse).

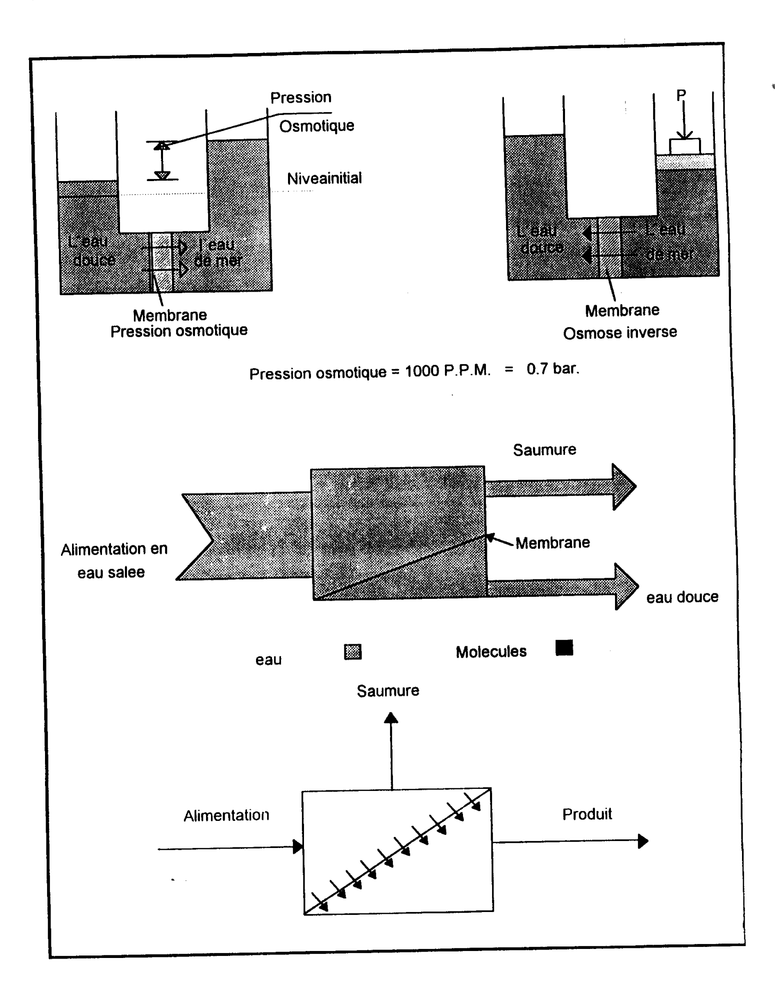


Figure VII.1 Principe et mécanisme d'Osmoses Inverse

4-3- Calcul du débit d'eau et la rétention de la solution

Pour une utilisation plus efficace des membranes disponibles dans la conception et le fonctionnement des usines, il est nécessaire de pouvoir prévoir comment elles fonctionneront sous différentes conditions. La quantité d'eau a traversant la membrane O.I est donnée par l'expression suivante :

$$J_1 = K_1 (\Delta p - \Delta \pi)$$

Dont

J_1 est la densite de débit d'eau en $m^3/m^2/hr$
Δp est la pression différentiele à travers la membrane KG/cm^2
$\Delta \pi$ est la différence de pression osmotique sur les deux cotes de la membrane
K_1 est la perméabilité de la membrane a l'eau pure .

La membrane est aussi perméable au sel dessous. On trouvé que le débit du sel est proportionnel à la différence de concentration entre les solutions en contact avec la membrane des deux cotes. Le débit du sel est donne par l'expression suivante :

$$J_2 = K_2 \Delta C$$

dont ΔC est la différence entre les concentrations de paît et d'eau tee de la membrane et K_2 est la constante de la perméabilité au sel.

Comme le débit ne dépend pas de la pression de l'alimentation, donc l'augmentation de P doit aussi donner un résultat amélioré de la qualité de la production (i.e. une concentration plus basse en sel).

La mesure habituelle de la rétention du sel est le rejet du sel, qui est un autre paramètre important de la membrane et qui exprime l'efficacite de la supression du sel de l'eau. Cela est défini :

$$R\% = \{ Cf - Cp \} \ 100/Cf$$

dont C_f est la concentration du sel du cote de l'alimentation de la membrane et Cp est la concentration du cote de la production. Les limites du rejet et du flux de l'eau dans des membranes CA O.I aussi bien que dans un nombre de membranes composes de fibres de pellicules sont démontrées dans la figure ci-dessous.

de l'eau dans des membranes CA O.I aussi bien que dans un nombre de membranes composes de fibres de pellicules sont démontrées dans la figure ci-dessous.

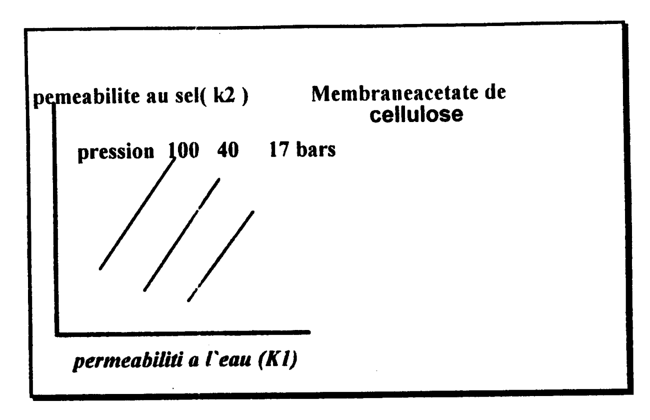
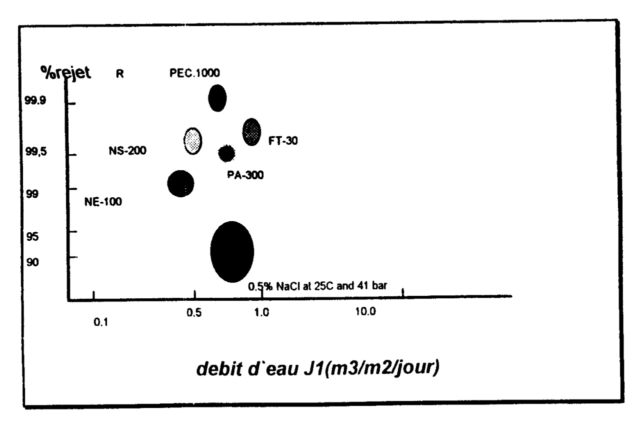


Figure 7 2- la fonction de la perméabilité au sel en fonction de la perméabilité à l'eau
(source Ref 1)



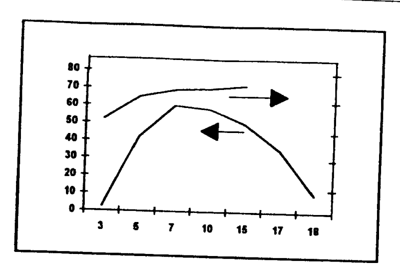


Figure 7.4- l'effet de l'addition du PVP à la performance de la membrane (source progress in membrane separation technology, Ref.1).

7-4-4 Classification des membranes et matériels des membranes:

Les membranes peuvent être fabriquées à partir des substances naturelles ou de matière synthétique. L'acétate de cellulose ou triacetate cellulose sont les matières les plus anciennes et continuent à être utilisées pour l'O.I et l'UF, malgré les restrictions concernant la température et le PH. Les produits synthétiques sonc; les polyamides, le dolsulphone, les polyethers et PVP.

7-4-4-1 Les membranes d'O.I

Celles ci- sont fabriquées d'une solution de polymère dans un bon solvant, comme l'acetone, avec une addition d'un agent former de pores comme le perchlorate de magnésium ou la formaldehyde. Le polymère est d'abord mis dans un état " visqueux " dans le solvant. Une fine couche de la solution (150 - 250 microns) est repandue sur le substant poreux, la pellicule sera ensuite exposée à l'air pendant quelques minutes pour permettre l'evaporation d'une partie du solvant de la surface de la pellicule, et saturant ainsi la région avec le polymère. Le moulage est ensuite immerge dans l'eau pendant un certain moment (sauvent une heure tout au plus) en une gelée, i.e. pour solidifier le " moulage ", par un mécanisme par lequel l'eau extrait le solvant restant du moulage. Produisant ainsi une fine membrane - plaque.

Cette membrane obtenue selon le procède précèdent, est soumise a une étape finale de traitement thermique (appelée aussi plastifier "annealing ") dans laquelle la membrane est immergée dans un bain d'eau tiède de 60-80 °C pour quelques minutes.

Cette opération de traitement thermique améliore les propriétés de rejet du sel de la membrane dont dépend débit_infiltrée.

Cette opération de traitement thermique améliore les propriétés de rejet du sel de la membrane dont dépend débit_infiltrée.

La membrane, résultant des démarches de fabrication précédantes, à un structure qui comprend deux régions essentielles : une couche superficielle fine (0.1 a 2 microns) et une couche dense, au dessus, renforce d' habitude par une sous couche poreuse de la même matière.

7-4-4-2 Membranes O.I composées

Une des possibilités pour augmenter les débits infiltres consiste à_fabriquer la membrane avec des couches actives plus fines puisque le flux est inversement proportionnel à l'épaisseur de la couche active. Dans les membranes composées, les couches actives et les couches de support sont faites de matières différentes. En faisant des couches actives plus fines, de membranes, les debits infiltrés seront peu important conçues. Dans la production de membranes O.I composées, une membrane ultra filtration (généralement polysulphone) est souvent utilisée pour le substant poreux.

Une des techniques de fabrication de ces membranes consiste à former une couche support et puis ajouter une couche active, ce sont les techniques d'immersion ou de vaporisation.

Une autre technique consiste former des membranes composées en faisant des substants poreux, ensuite soumettre la surface du substant à un traitement (par exemple polymérisation à l'interface ou à l' irradiation gamma) pour former une couche active.

7-4-4-3 Membranes d'ultrafiltration

L'UF est utilisée pur séparer les solutions à MW > 1000 qui ont une faible pression osmotique, ainsi les systèmes d'UF fonctionneront à faibles pressions (1-7 bar). Aujourd'hui, les polymères cellulosiques, qui ont été longtemps utilisés pour fabriquer les membranes l'UF, ont été progressivement substitues par d'autres matières polymeriques comme le polysulphone (PS), polyvinylidenefluoried (PVDF), polyacrylonitrile (PAN) et polyamides (PA)

Les membranes d'UF sont fabriquées selon les démarches suivantes :

- Dissoudre le polymère dans un solvant approprie comme le DMF avec un additif comme le PVP .
- Répandre la solution résultante en une fine pellicule sur la surface du support approprié, et immerger la pellicule moulée dans un bain de polymère non-solvant (généralement de l'eau).

La structure et les propriétés des membranes d'UF dépendent surtout de :

- La vitesse, de précipitation du polymère durant la démarche de l'immersion qui peut être gouvernée par le contrôle du genre du non - solvant.
- L'usage d' additifs dans la solution du moulage.
- La concentration et des conditions d'exposition de la solution de moulage avant l'immersion dans le bain non - solvant.

7-4-5 Type de la membrane et du module

Différents type de membranes semi perméables ont été développés. La membrane O.I fabriquée actuellement, pour l'usage commerciale à partir de l'acétate de cellulose de polyamide et membranes composées.

Matières des Membranes de O.I

Matière de la membrane	Module	Application principale
Acétate de cellulose	TU SW PF HF	Récupération , recyclage Eau salée saumâtre Eau de mer (deux passages) Eau salée saumâtre Eau de mer (deux passages)
Tricetate de cellulose	SW PF HF	Eau salée saumâtre Eau de mer (Deux passages) Eau de mer (deux passages) Eau de mer (un passages)
Aromatique polyamide	HF	Eau salée saumâtre Eau de mer (un passages)
PA - 300	SW PF	Eau salée saumâtre Eau de mer (deux passages)
PES - 1000	SW	Eau salée saumâtre Eau de mer (un passages)
PBIL	TU	Récupération , recyclage

TU: Tubulaire, SW: Spiral wound, HF: Hollow fiber PF: Plate and Frame.

Plusieurs méthodes d'emballage des membranes d'O.I et d' assemblage des modules ont été développées . Quatre configurations typiques sont aujourd'hui pratiquement utilisées dans les applications du type commercial . les deux type précédents sont principalement appliqués dans le domaine de production d'eau douce .

4-5-1 Fibre creuse

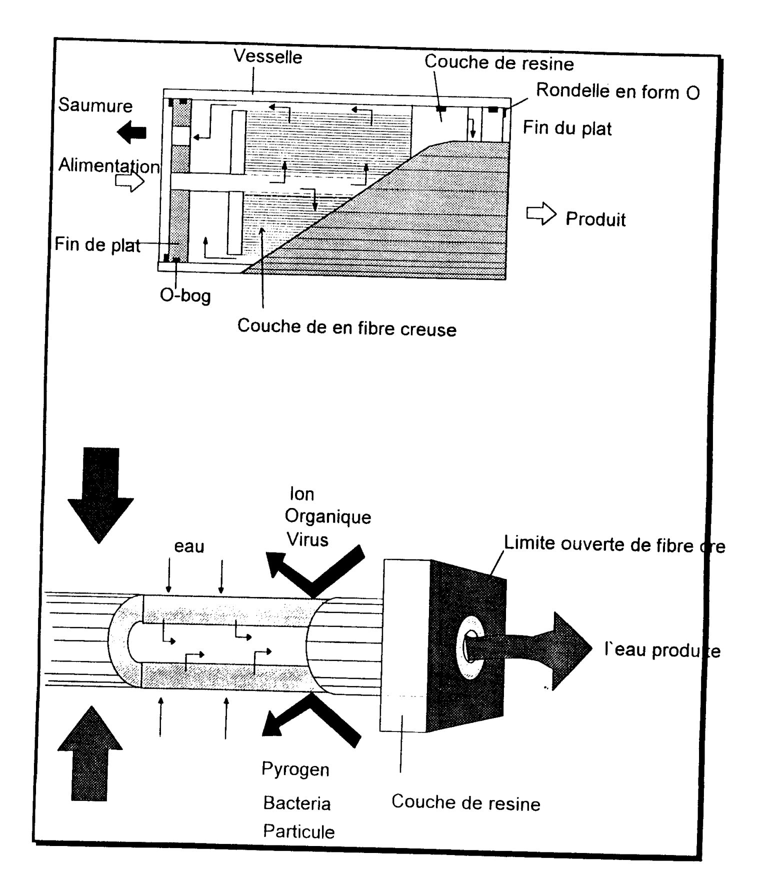


Figure VII .5 Module à la fibre creuse

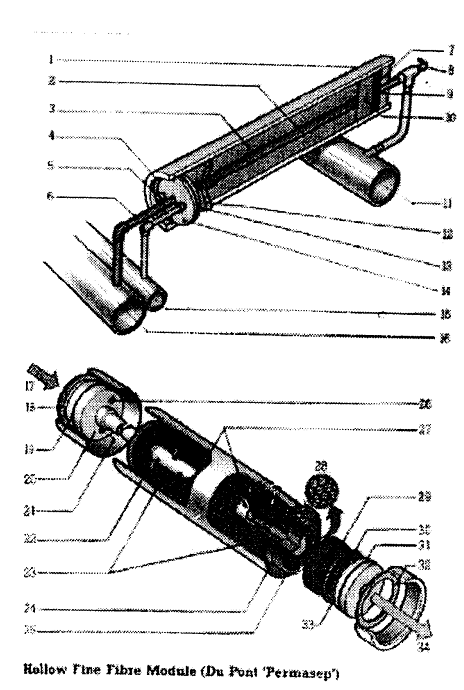
Comparaison de la membrane O.I

Caractéristiques	*Configuration*			
	Fibre Creuse	Spirale Wound	Tubulaire	Plate et monture
Taux de Flux Haut - et de rejet	Haut	Haut	Haut	Haut
Tolérance du PH	4.10	4.7	4.7	4.7
Taux de production par unité d'espace	Excellente	bien	assez bien	assez bien
Résistance au blocage	Faible	Moyen	Haut	Moyen
Le coût par mètre cube par jour de capacité	Faible	Faible	Haut	Haut
Facilite de nettoyage	Faible	Bien	Excellent	Excellent
Pression de fonctionnement en Kg /cm2	30-35	30-45	30-60	30-60

Un modèle typique est présenté sur la page suivante. Dans ce type en fibre creuse, la surface de la membrane semi perméable par unité de volume est grande.

La membrane a fibre creuse est faite par le filage de quelques dizaines a travers une centaine de micromètres d'acetate de cellulose ou polyamide et puis la tisser ou transversalement.

Figure(7.6-A) Le module en fibre de creux fibre de "Dupont"

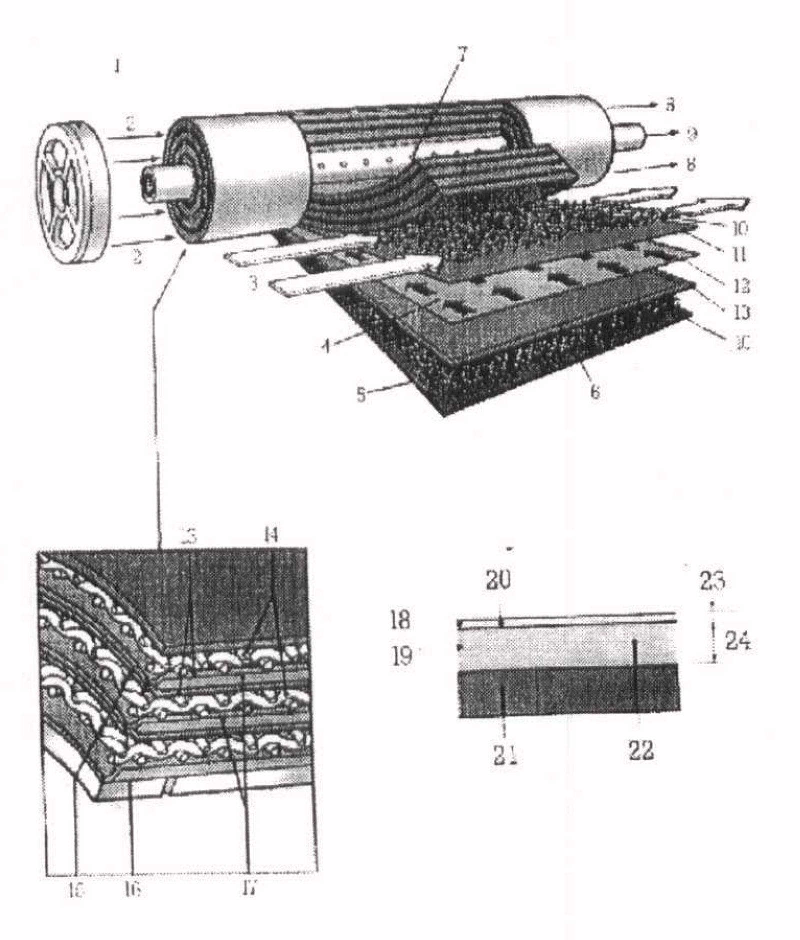


Hollow Fine Fibre Module (Du Pont 'Permasep')

Légendes pour figure (7-6-a)

1- Coque
2- distributeur en plastique poudreux
3- Une bande de fibre
4- Rondelle de fixation
5- Rejet
6- 3/4 tuyau en acier inoxydable.
7- Block poreux
8- Echantillon de produit
9- Fin en plot
10- Tube en epoxy
11- Le produit échauffer
12- Effecteur du rejet (Epoxy)
13- 31- Rondelle en forme " O "
14- Fin du plat
15- Collecteur du rejet
16- Alimentation de Echauffer
17- Alimentation
18- 32 Rondelle
19- Joint d' étanchéité en forme " O "
20- Fin du plat - alimentation
21- Concentre
22- Coque
23- Fibre
24- Joint d' étanchéité en forme " O "
25- Tube en epoxy
26- Sortie concentrée
27- Filtre d'ecoulement
28- La fin ouverte du fibre
30- Support du filtre
33- Fin du plat - produit
34- Produit

Figure (7-6-b) Le module Spiral, vue générale et une section

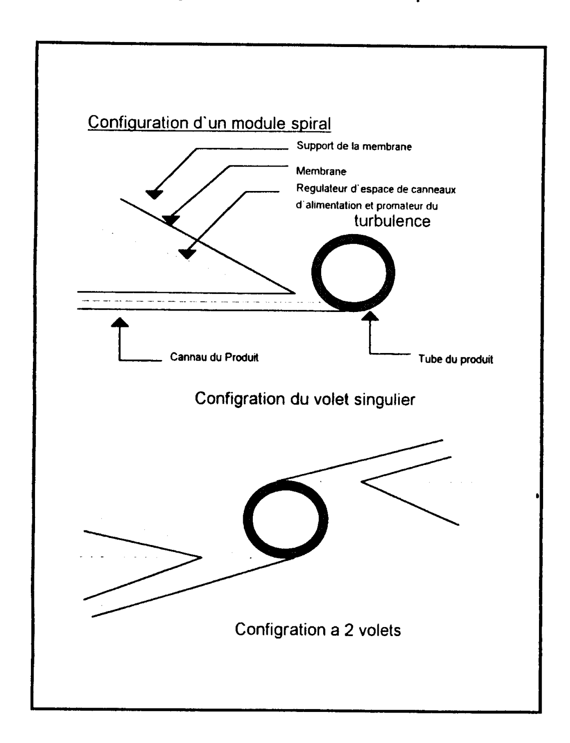


Légende pour figure (7-6-b)

1- Etancheite du module
2- Alimentation de la solution
3- Ecoulement d'alimentation à travers les régulateurs d'espace du caveaux
4- Ecoulement .
5- Couvert
6- Ligne adhésive
7- Trous de collection
8- Saumure
9- Sortie du [Produit]
10- Régulateur d'espace des canaux d'alimentation
11- 13 Membrane
12- Matériel de collection
14- Régulateur d'espace
15- Ligne de colle
16- Tube
18- Polymère A
19- Polymère B
20- Couche de barrière de la membrane
21- Matériel du support
22- Matériel du support parois
23- 400 - 1000
24- 75 Microns

L'eau douce produite est recyclée à l'intérieur des fibres alors que l'eau salée pressurisée injectée dans le vaisseau du module coule le long de la surface extérieure du fibre et sort ensuite à travers la couche de résine.

Fig.(7-7-b). Configuration du volet d'un module spirale.



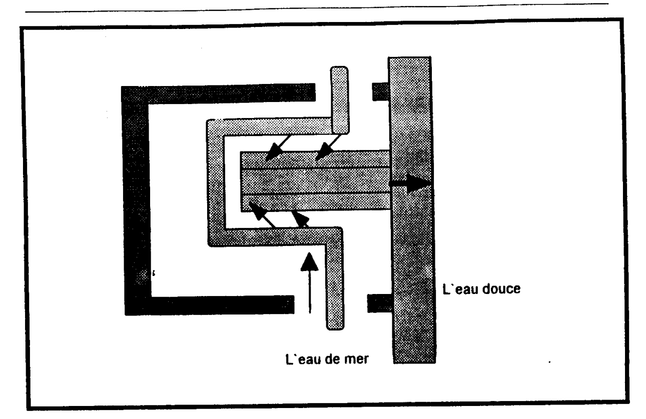


Figure (7.8 -a) -Configuration d'une unité de plat et monture

4-5-1 Module spirale

Le modèle typique est montré dans la page suivante. Le module spiral est forme dune enveloppe de membrane collée tout au long de trois bords et qui est enroulée en spirale dans un tube collecteur d'eau avec un assemblage de régleurs d'espace pour la plus grande surface de membrane possible par unités de module. Les ouvertures des enveloppes sont introduites dans le tube de collection.

Lorsque l'eau salée d'alimention est pressurisée elle est renvoyée à l'exterieur de l'enveloppe de la membrane, l'eau produite coule à travers la membrane de l'extérieur vers l'intérieur de l'enveloppe ensuite elle passe à travers le tube collecteur de l'eau.

A cause du taux de récupération relativement bas dans un module, les modules sont montés en séries (généralement de deux à six) dans une enveloppe de pression, le but est d'augmenter la capacité de production de l'unité . L'eau salée concentrée de chaque étage doit être séparée, l'une de l'autre, par des joins d'étanchéités fixes a l'intérieur du vaisseau de pression.

7-4-5-3 Plaque et monture

Le système "plaque et monture" est particulièrement approprié au dessalement de l'eau salée, particulièrement si le contenu de calcium ou sulfate est très haut . Le module est constitué de régleurs d'espace et une membrane couverte de plaques montées en sandwich. Les modules peuvent fonctionner à de hautes

températures et pressions, ils sont construits d'acier inoxydable et sont fortement résistants aux matières polymères.

La plaque et la monture sont faites d'acier inoxydable et de polymères rugueux, maintenus ensemble avec un seul vis central, ce sandwich de régleurs d'espace et de membrane couverte de plaques est conçu pour que les canaux de courant de la membrane se ferment sous compression hydraulique.

7-4-5-4 Tubulaire et autres

Un dessin schématique du module tubulaire est montre à la page précédante. Le module genre tubulaire est composé d'une membrane tubulaire et d'un tube poreux. Lorsque l'eau alimentée est soumise à la haute pression, elle est envoyée de l'intérieur du tube vers l' extérieur à travers les membrane et elle est donc recueille de l' extérieur. Le plus grand avantage du genre tubulaire est que la plupart des systèmes simplifiés le pré traitement de l'eau salée d' alimentation, par conséquence fourni une production stable. Puisque la surface de la membrane par unités de volume est plus petite, comparée à d'autres genres, le taux de production dans le module est relativement bas et les exigences de l'arrangement de longues séries, qui fait la diminution de la pression effective de fonctionnement semble être désavantageux.

Un autre type rarement utilisé dans le domaine de la production de l'eau douce est le modele plat avec monture. Un grand nombre de membranes plats est assemble avec les anneaux de réglage d'espace et les papiers et est resserre avec un verrou au centre. Ce genre de module a la caractéristique d'être facile a demonter et à nettoyer, alors qu'il a le désavantage d'avoir une capacité de production assez faible.

Le module genre fibre creuse a le plus haut taux de flux par volume de module. L'eau d'alimention introduite dans le module genre fibre creuse ou le module genre spiral nécessite un pré pretraitement traitement assez strict pour éliminer les fines particules et les composants infectants. D'autre part, l'eau d'alimentation introduite dans le module tubulaire n'a souvent pas besoin pré traitement.

7-4-6 Généralités sur le système O.I

7-4-6-1 Traitement de l'alimentation

Parce que l'eau purifiée passe à travers la membrane pendant le processus de sa séparation des sels dissous, la membrane joue le rôle d'un filtre très efficace pour n'importe quelle matière solide dans l'alimentation. Il est aussi important de réduire à des niveaux très bas le fer, le manganèse et l'aluminium qui forment les précipites gelatineus; de chlorure pour empêcher le développement des algues quelconque à l'intérieur de l'equipement et pour éviter la formation des dépôt calcaire.

Ainsi, comparé aux processus de distillation, le traitement de l'eau d'alimentation tend à être élaboré et explique une grande portion des frais de l'eau produite par le O.I. Pour l'eau de mer, l'équipement de O.I pour le traitement de l'alimentation peut consommer 65% du coût total. Pour les eaux salées, qui peuvent avoir une variété presque' infinie en composition selon leur source, le traitement doit être spécialement conçu pour les impuretés spécifiques; le traitement peut être simple.

Le traitement standard de l'eau de mer peut consister en plusieurs étapes. L'alimentation, après son passage à travers les râteaux à ordures et les écrans de parcours, est chlorée pour tuer les organismes et les bactéries qui sont normalement presents dans l'eau de mer, et empêcher ainsi leur développement dans l'equipement du processus.

7-4-6-2 Nettoyage des membranes

Bien que le système de traitement de l'alimentations, permer de, garder les unités de O.I en fonctionnement pour une longue période, il restera toujours une petite quantité d'impuretés dans l'alimentation qui s'accumulera sur une période de quelques semaines et les filtres devront alors être nettoyés.

Le nettoyage devra être fait pas plus d'une fois par mois, il est parfois nécessaire de le faire plus souvent se le système de traitement de l'alimentation ne fonctionne pas convenablement. Si les incrustations d'un système O.I sont indiquées (déterminées par la performance du O.I), l'operateur va baisser le P.H, baisser la conversion ou augmenter la dosage de l'hexametaphosphate pour essayer de nettoyer les incrustations. Si ces simple procédures n'éliminent pas l'incrustation au cours de 24 heures, les procédures normales de nettoyages seront utilisées. Le nettoyage des incrustations de carbonate comprend l'uage d'acide hydrochlorique à un PH de 2.5. Pour supprimer les sulfates on utilise ENTA à un PH de 7 a 8 ou de l'acide citrique à un PH de 8. Pour la silice, on utilise le hexametaphosphate de sodium et / ou l'hydroscide de sodium. Parmi les différentes matières d'incrustation, le silice est le plus difficile à supprimer, ce qui nécessite des soins supplémentaires pour éviter ses incrustations.

De pompes de dosage chimique et des réservoirs d'alimentation spéciaux pour les procédures de nettoyage sont relies, en permanence, au système O.I.

7-4-6-3 Traitement du produit

Le traitement de l'eau produite dépend , dans une large mesure, de la manière dont le produit est utilisé. A comparer avec le traitement de l'alimentation, celui- ci est très simple. En quittant les infiltrer, le produit s'écoule à travers un décarbonateur pour éliminer le CO_2 dissout qui, en solution, rend le produit à la fois acidique et corrosif. Le decorbonateur consiste typiquement d'une tour de bors remplie de debrit en bois a travers desquels le produit entre en petits jets , a contre courant, vers un courant d'air. L'air élimine

humaine, il est généralement chlorinate avant d'enter dans le système de distribution.

Si le produit sera utilisé pour l'alimentation de chaudière, il nécessitera plus de purification, généralement par un système d'échange d'ions.

7-4-6-4 Matières de construction

Parce que les filtres et les infiltreurs peuvent être encrassés rapidement par les produits de la corrosion métallique, l'usine est construite en matières résistantes à la corrosion. L'acier de carbone et les fontes de fer sont spécialement de plastique et de plastique renforce de fibres de verre (FRP).

La tuyauterie de basse pression est en polyvinylchloride (PVP) ou FRPP, alors que la tuyauterie de haute pression est en FRP ou en acier inoxydable L 316. Toutes les valves et les contrôles sont en PVC ou en acier inoxydable. Quand la tuyauterie en acier inoxydable est utilisée, un système automatique pour le nettoyage de la tuyauterie à l'eau douce est fourni pour empêcher le chlorine d'attaquer l'acier par l'eau salée stagnante quand l' usine est fermée.

7-4-6-5 Développement des membranes

Les membranes sont, bien sur, utilisés aujourd'hui dans les usines d'O.I commerciales. Mais tous les fournisseurs sont en train de développer des versions améliorées dans le but de :
1- Employer des pression de fonctionnement plus basses qui non seulement réduiront la consommation d'énergie spécifique mais qui réduira également la consommation des membranes et rendra par la suite sa vie utile plus longue.
2- Augmenter le rejet de sel pour fournir un produit plus pur et éliminer le besoin d'un second étage.
3- Avoir une productivité plus important le pour réduire le nombre de modules exige pour un produit (output) donné.
4- Etre capable de résister à de plus hautes températures de fonctionnement pour éliminer le besoin de refroidir l'alimentation.
5- Etre capable de stockage à sec et de cargaison,ce qui augmente leur vie et réduit les frais de cargaison et les problèmes de manipulation.
6- Augmenter la résistance à l'attaque de chlorin et des micro-organismes.

7- 4-6-6 Traitement chimique

Le traitement chimique exigé pour l'alimentation O.I est le tabou d'Achille du processus O.I. Très peu nombreux sont les équipes de fonctionnement des unité de dessalement qui ont démontré l'habilité de contrôler un processus de traitement aussi compliqué. Les membranes qui peuvent être développées sont celles qui sont résistantes au chlorite, et sur un plan plus large au PH , mais il est difficile d' imaginer comment elles peuvent être résistantes au bouchage par les incrustations, ou peut être l'expérience montrera que le traitement peut être

énormément simplifie, ou un nouveau produit chimique sera t-il développé pour empêcher la formation de dépôt . Pour le moment , aucun de ces espoirs n'a été pratiquement réalise. Les coûts du personnel de fonctionnement qualifie (si disponible) fera du processus, surtout pour les petites installations dans les régions éloignées, un procde un confebtif.

7-4-6-7 Les buts spéciaux

Les membranes d'O.I peuvent être conçues spécialement pour posséder des propriétés spécifiques dans le but d'être utilisés est pour récupérer ou concentrer certains produits chimiques ou aliments, matières d'ordure a la température ambiante. Sur ce champ, RO à très peu, ou nul, compétition ; il semble donc plus sur de prévoir que le RO accomplira des applications de loin plus large qui l'on puisse aujourd'hui dans les industries de produits chimique et alimentaire, plutôt que dans le dessalement de l'eau de mer ou l'eau produite doit être produite a la plus haute " reliability " aux plus bas frais.

7-4-7 Description du processus et de l'usine de dessalement

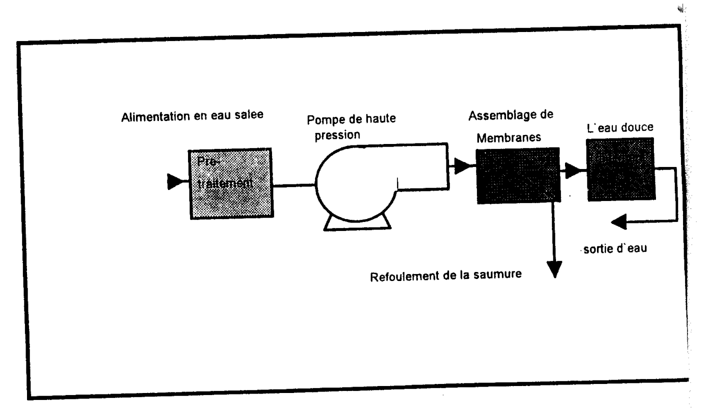


Figure 7-10 Les composantes de base d'une unité de dessalement par O.R.

Une usine de dessalement d'eau de mer par O.I peut généralement être divisé en des sections fonctionnelles suivantes (voir le composant schématique de l'usine de dessalement RO)
1- Entrées de l'eau.
2- Pretaitement.
3- O.I.
4- Récupération de l'énergie.
5- Apres traitement.
6- Débarras de l'eau salée.
7- Nettoyage et dosage des produits chimiques.
8- Contrôle.
9- Engendrement d'énergie.

7-4-7-1 Entree de l'eau

Basé sur les caractéristiques de l'alimentation de l'eau en provision, la quantité voulue d'alimentation d'eau salée sera déterminée. 2,5 a 4 fois de la production de l'eau douce en dessalement d'eau de mer ou 1,2 a 1,7 fois de la production de l'eau douce en dessalement d'eau salée. Il est préférable que la provision d'eau d'alimentation soit claire, vacante de matières étranges et stable en quantité température et concentration.

7-4-7-2 Avant traitement

Pour un dessalement efficace au moyen des module, il est essentiel de soumettre l'eau d'alimentation à l'avant traitement convenable selon le genre et la matière de construction de la membrane. Comme il a été mention ci- dessus, un traitement de l'eau d'alimentation plutôt complique est demande pour le type spiral.

Le but du pré traitement n'est pas uniquement d'éliminer les matières en suspension mais aussi de corriger tout facteur présent dans l'eau salée d'alimention et qui présent un obstacle au module et a sa fonction. Les mesures pré traitement, de floculation et de déposition, de filtration, de l'absorption par le carbone actife, de ramollissement et de dosage des produits chimiques sont appliques indépendamment ou systématiquement.

7-4-7-3 Les modules O.I

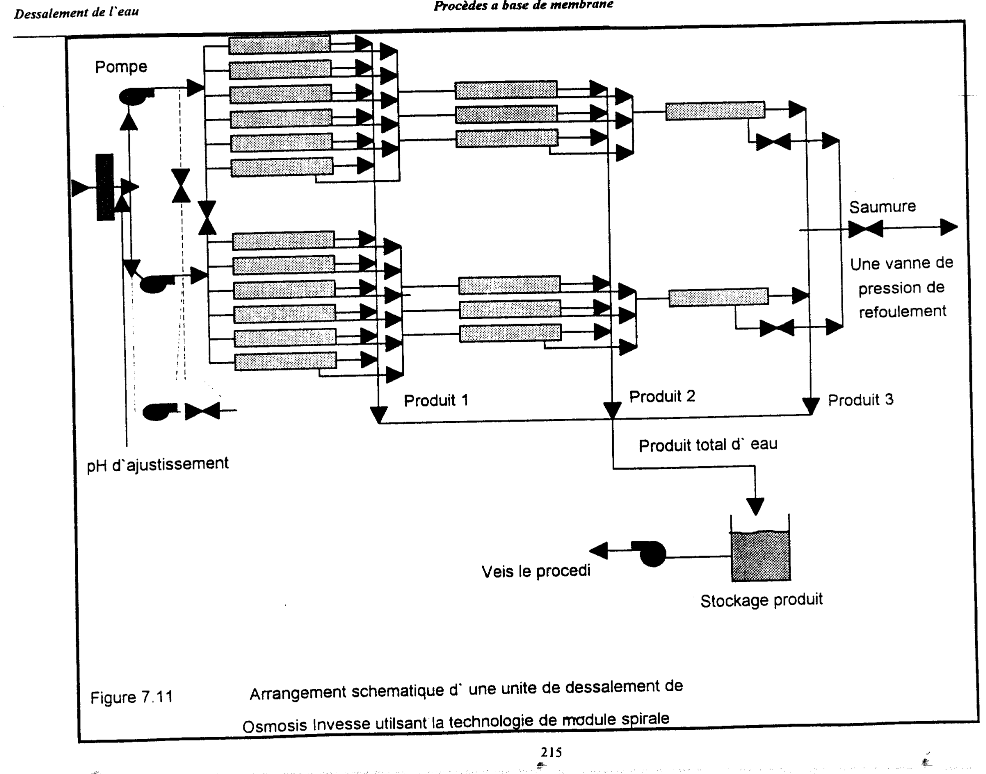


Figure 7.11 Arrangement schematique d' une unite de dessalement de Osmosis Invesse utilsant la technologie de module spirale

L'installation est forme d'un groupement de modules d'OI , de pompes de haute pression, d'un système de contrôle de pression et d'un système de contrôle de débit, Cela est le coeur de l'usine.

Pour la commodité du fonctionnement, de l'entretien et du remplacement des module, il arrive souvent que les module OI soient collectivement arrangés et fixes sur une monture cela est appelé " le banc de module ".

La capacité de production par unité de module a un certain niveau qui dépend de la température, de la pression, et du type de module. Quand une grande quantité de production est requise, on peut utiliser des modules d'arrangement de base comme les séries parallèles de rejets ou arbre de Noël.

Les systèmes de contrôle de la pression et de la vitesse du courant de OI sont conçus pour stabiliser la pression de fonctionnement et le taux d'alimentation a un niveau donné, Pourtant, ces systèmes de contrôle sont très simples.

7-4-7-4 Economie de l'energie

Le système de récupération de l'énergie est destine à récupérer l'energie de pression résiduelle retenue dans l'eau salée concentrée et rejetée du module OI pour une, réutilisation directe comme " force conductrice " ou pour une utilisation indirecte telle que la regeneration d'energie électrique.

Dans le processus OI, l'energie requise pour séparer le sel de l'eau est la pression fournie par la force électrique ou par turbine, et rien d'autre, cela veut dire que le coût de production de l'eau, i.e le coût de dessalement de l'eau, dépend largement de l'efficacite de l'energie. Le mérite d'un système de récupération de l'energie est moins déclaré lorsque la portion d'eau récupérée (rapport de l'eau produite à l'eau alimentés) est grande.

7-4-7-5 Post traitement

L'eau douce s'écoulant hors de la section OI est généralement traitée et conditionnée de façon adéquate selon l'usage prévu. On applique généralement une addition minérale pour le goût et la saveur, un traitement de PH pour la protection des systèmes de distribution de l'eau et une désinfection avec du chlore.

7-4-7-6 Rejet de l'eau salée

L'eau salée résiduelle et concentrée, appelée " saumure ", est rejetée en un mélange déversant avec l'eau de nettoyage du pre- traitement. La concentration en sel dans l'eau salée rejetée est elve de 1.3 a 1.67 fois de l'eau d'alimentation pour le dessalement de l'eau de mer et de 2.5 jusqu'à 6.7 fois pour le dessalement

d'eau salée. Des considérations attentionnées sont prises pour la prévention de l'augmentattion de la concentration de l'eau d'alimentation.

7-4-7-7 Nettoyage et dosage des produits chromiques

Les produits chimiques pour l' ajustement de PH, le contrôle de désinfection, le nettoyage ....etc., sont préparés cas par cas soit automatiquement ou manuellement. L'intervalle de nettoyage dépend de la qualité de l'eau d'alimentation et de la performance du système de pré-traitement, mais en général, le nettoyage se fait une fois touts, le six mois. L'eau dessalée par l'OI à un goût doux à comparer à celle obtenue par evaporation. Souvent des composants de dureté, comme le carbonate de calcium, sont dosés pour améliorer le goût.

7-4-8 Les avantages de l'OI

7-4-8-1 Haute sélectivité

Plus de 95% des ions dans l'eau salée, plus de 99.5% des ions dans l'eau de mer et plus 99,9% des colloïdes et des bactéries dans l'eau d'alimentation peuvent être supprimés par le procédés d'OI.

7-4-8-2 Frais réduit de fonctionnement

L'OI est le procèdes de séparation qui à une consommation d'energie minime car il fonctionne à la température ambiante et sans changement de phase.

7-4-8-3 Technique d'opération simple

Le procèdes OI est simplifié par l'utilisation d'un circuit de contrôle et par conséquent, il ne necissite pas d'operateurs qualifies.

7-4-8-4 Entretien simple

Le procèdes d'OI fonctionne à une température ambiante et sans changement de phase, il s'ensuit que les problèmes de corrosion d'origine electrochemique ou thermique sont très rarement rencontres.

VII-5- Electrodialyses

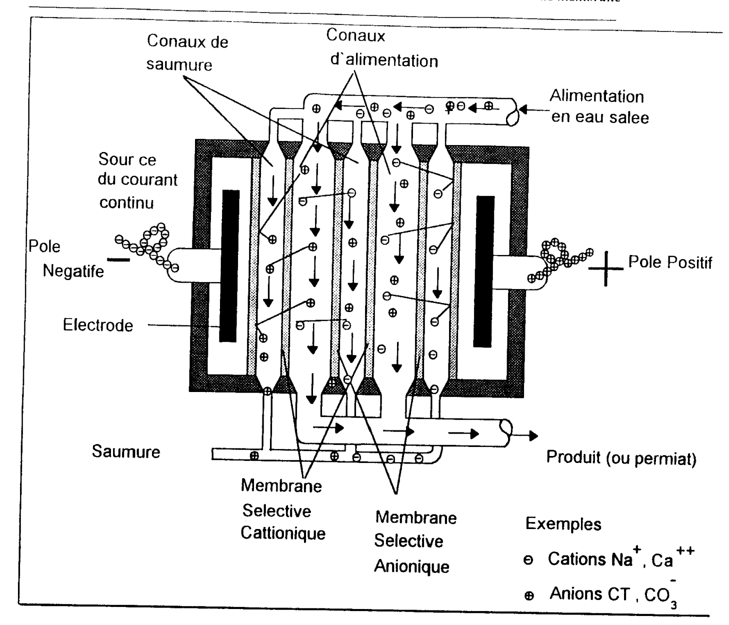


Figure VII.12 Mouvement de Ions dans le procèdes électrodialyse

7-5-1 Introduction

L'électrodialyse était connue et commercialisé, 10 ans environ avant l'OI. La première usine commerciale ayant utilisé la membrane artificielle était installée en 1952. Vers la fin de 1955, il y avait 8 autres usines installées à travers le monde.

L'électrodialyse (E D), comme l'OI, est un processus de membrane. Mais, alors que OI produit l'eau dessalée par l'application de hautes pression sur solutions salées, l'ED dessale l'eau à basse pression au moyen d'energie électrique en forme de courant continue.

* La plupart des sels dissoutes dans l'eau sont ioniques, étant positivement (cationiques) ou négativement (anioniques).

* Selon les lois électriques connues, ces ions seront attirés vers électrodes de charge opposé.

* Les membranes peuvent être construites de manière à permettre le passage sélectif des anions ou des cations.

Les constituants ioniques dissous dans une solution salée, comme le sodium (+), le calcium (+ +) et le carbonate (--), sont dispersés dans l'eau, leurs charges individuelles sont neutralisées. Si les électrodes sont relies a une source électrique externe D.C (courant continue),le courant électrique est porte à travers la solution, avec les ions qui tendent a émigrer aux électrodes de charge opposée.

Le schéma de base d'une unité de ED consiste en un réservoir pour l'eau salée de l`alimentation et deux électrodes métalliques la cathode et l`anode séparées par deux membranes d`echange d`ion (fig . 7). Lorsque l`unite de base est remplie avec de l'eau salée et un voltage DC est applique aux deux électrodes, un courant électrique passe à travers l'eau salée entre charges (comme $Na^+$ et $Ca^{++}$) aux anions charges négativement ( comme $C_1^-$ et $SO_4^{--}$) [à l`anode positivement chargée comme dans la figure. Dans les électrodes, les réactions prennent place].

Du cote de la cathode l`hydrogène est libéré et la solution adjacente devient alcaline. Aussi, les ions positifs se concentrent et les ions $Ca^+$ concentres peuvent spécialement produire des incrustations. Dans l`anode, le chlore ou l`oxygene, ou les deux, sont libères et la solution devient acide.

Dans ces phénomène de dessalement d'eau, les membranes, qui permettent, le passage, soit des cations ou des (mais pas des deux), sont places entre une paire d`électrodes. Ces membranes sont rangées alternativement avec une membrane sélective d`anions suivie d`une membrane, sélective de cations. Quand les électrodes sont chargées et l'eau salée alimentation passe le long du régleur d`espace de l'eau produite, à des angles droits aux électrodes, les anions dans l'eau sont attirés et déviés vers l`electrode positive. Cela dilue le contenu de sel de l'eau qui est dans le canal de l'eau produite. Les anions passent à travers la membrane solution d`anion, mais ne peuvent aller plus loin que la membrane sélective de cation, qui bloque son chemin et coince l`anion dans l'eau salée. De même, les cations passent dans la direction opposée à travers la membrane sélective de cation au canal de la saumure de l'autre coté. La membérane sélective d`anion empêche tout autre avancement vers l`electrode.

L'eau est recueillie dans deux canaux, l'un recueillant l'eau a faible concentration en sel (eau douce) et l'autre recueillant l'eau à fort concentration en sel, comme il est montre dans la figure. Un régleur d`espace dans le canal emporte l'eau d`alimentation (et l'eau produite), alors que le suivant emporte l'eau salée. Par cet arrangement, les solutions concentrées et diluées sont crées

ED est un processus commercial bien établi, fournissant un moyen de dessalement d'eau salée à coût réduit . Il y a une guerre entre les partisans de ED et de l'OI a propos du meilleur procédé.

Des efforts ont été effectués, aujourd'hui , pour améliorer l'ED pour qu'elle sort concurrentielle, avec l'OI MST et autres procèdes de dessalement l'eau de mer. Mais pour l'eau saumure c'est sont, ED ou OI sont généralement moins coûteux que le MS ou n'importe quel autre procèdes de distillation.

7-5-2 Principe d'Electrodialyse

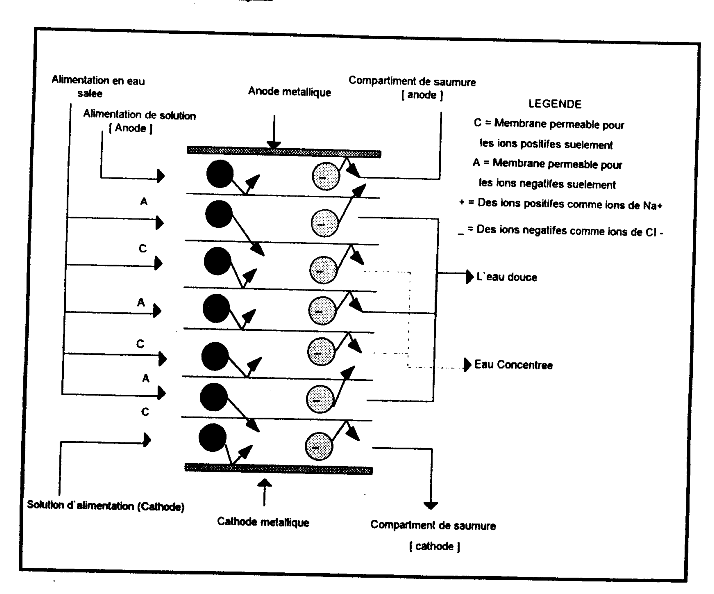


Figure 7-13 Schéma de principe d'électrodialyse.

L'Electrodialyse (ED) est un procèdes à membrane qui convertit l'eau salée par l'usage de l'energie électrique pour transférer les sels ionises de cette eau, à travers une membrane, laissant ainsi un produit d'eau purifiée.

ED dépend des principes généraux suivants :

Table(1)
Concentration ,ppm

Espèces d'ion	Eau d'alimentation	Eau produite	Réduction
Sodium	220	76	65.5
Calcium	485	39	92.0
Magnésium	181	22	87.8
Chlore	332	36	89.2
Sulfate	1700	245	85.6
Bicarbonate	257	57	77.8
Solides dissouts	3175	475	85.0av.

Dans le processus d'OI, parce que l'eau produite passe à travers la membrane, la membrane agit comme un ultrafiltre pour les matières autres que les sels, comme le bactéries et les matières organiques solubles . Dans le processus ED, parce que ces matières ne sont pas ionisées, et parce que l'eau produite coule au delà de la membrane au lieu de passer a travers elle , ces matières, s'ils ne sont pas supprimes par le traitement de l'alimentation, finiront par être dans le produit par leur quantité originale.

7-5-4-2 Effet de la densité du courant

Le taux de suppression des ions de sel de l'ecoulement du produit est directement proportionnel au courant électrique, mesuré en ampères. Le courant est, à sa sortie tout, proportionnel au voltage applique. Ainsi, pour augmenter le produit d'une pile donnée, il est seulement nécessaire d'augmenter le voltage aux bouts des électrodes. Cependant, il y a deux facteurs de limitaion, comme il suit :
a- La Densité cinétique du courant. Les ions sont supprimés plus rapidement de l'ecoulement du produit, il s'empire plus rapidement sur la surface de la membrane, et s'ils atteignent une certaine limite critique, certains feront des incrustations sur la membrane. En plus de ce phénomène, le taux haut de la formation calcaire à la cathode peut former une incrustation alcaline qui constitue un isolateur électrique. Le courant auquel l'incrustation commence a se déposer, sort sur les membranes ou sur les électrodes, est le courant limite. Cela est défini par " la densité critique " du courant qui simplement est le courant, en ampères, divise par la surface d'une membrane. Cette valeur critique est prise en considération dans le plan de l'equipement. Le degré de turbulence du flot à travers les canaux dans les régleurs d'espace de la membrane est important pour réduire la déposition et espace sont conçus avec des organisateurs de turbulence spéciaux.

dans les espaces entre les membranes alternées. Ces espaces, bornes par deux membranes (une ionique et l'autre cationique) sont appelés cellules. Une paire de cellules consiste en deux cellules, lune par laquelle les ions émigrent (la cellule de dilution pour l'eau produite) et l'autre dans laquelle les ions se concentrent (cellule de concentration pour la saumure).

L'unité d'électrodialyse de base consiste en plusieurs paires de cellules reliées ensemble avec des électrodes à l'exterieur et elle est appelée "module". L'eau d'alimentation passe à travérs toutes les cellules pour fournir un courant continu de produit d'eau dessalée et eau salée. D'apres le plan du système, les produits chimiques peuvent être ajoutes à l'ecoulement flots dans le module pour réduire le potentiel d'incrustation.

Dans une unité simple, la portion majeure de l'énergie fournie est consommée par les réactions de décomposition qui prennent place dans les électrodes plutôt que dans le dessalement de l'eau. Ainsi, pour rendre le processus économique, de multiples paires de cellules sont insérées entre chaque paire d'electrodes. Les électrodes à 400 cellules sont appelées une " pile " ou module. Les électrodes sont faites de titane ou niobium pour résister a l'action chimique des gaz et des solution agressives, et elles sont plaquées d'une fine couche de platine pour réduire leur excès de voltage. Cette couche de platine doit être a des intervalles de six mois a un an.

7-5-3 Structure de la membrane

Comme dans l'OI, les membranes utilisés dans l'ED sont fines et nécessitent un support structurel. Ce support est généralement fait en plastique polypropylène, pour fournir des canaux et des ports qui guident l'eau salée alimentée a travers la cellule d'air et a travers la pile, et, en même temps, produisent une turbulence pour empêcher la concentration excessive des sels sur la face de la membrane car ils peuvent produire des incrustations.

Les piles de membranes à cellules, les régleurs d'espace et les bouts des électrodes sont assembles comme un presse filtre entre des plaques a bout lourd tenues ensemble par de long " through boits " en acier.

7-5-4 Performance des membranes

7-5-4-1 Rejet du sel

Comme l'OI, ED supprime quelques ions plus que d'autres . La table 1 montre la variation typique de la suppression de différents ions.

b- Concentration de la polarisation . Quand le courant ,passant à travers une pile ED augmente graduellement, dans les compartiment de dilution, les couches des liquides à cote de chaque membrane deviennent excessivement démunies d'ions. A ce moment, la résistance électrique de la pile augmente vivement. Si le courant est maintenu à ce niveau, une dissociation de l'eau en ions hydrogènes et hydroxyles prend place et cause des changements de PH sur les surfaces des membranes. Ce phénomène est connu comme la concentration de la polarisation. Le courant auquel cela devient signifiant s'appelle le courant de polarisation. Durant la polarisation le transfert des ions hydroxydes, à travers la membrane perméable d'anons, à la face du compartiment de concentration ou le PH est élevé, causera de sévères incrustations et dégâts à la membrane.

L'ampleur du courant électrique est fixée par la quantité des sels qui doivent être supprimes du produit. Le voltage nécessaire pour produire ce courant est essentiellement une fonction de la résistance de la pile. La résistance, et le voltage par la suite, peut être réduite par l'accroissement de la coupe transversale de la pile, reduisant ainsi la densité du courant. Mais augmenter les dimensions de la pile augmentera le coût . Par contre, les dimensions de la pile peuvent être réduites par des augmentations de densité du courrant. Par conséquent, il y a un optimum économique auquel le coût des capitaux est équilibré par coût de fonctionnement.

7-5-4-3 Effet de la Température :

L'augmentation de la température de fonctionnement est avantageuse. Quand la température de l'écoulement de l'eau salée augmente, le degré d'ionisation et la mobilité des ions augmentent, ce qui mène à la diminution de la résistance électrique. L'effet total sur la résistance totale est de 2% environ de diminution dans la consommation d'électricité avec chaque accroissement de 1 °C de la température de fonctionnement. Cependant, avec les membranes une limite de 45C est imposé car il arrive pour détérioration rapide des régleurs d'espace au delà de cette température.

A cause de la solubilité décroissante de CaCo3 et CaSo4 quand la température augmente, et parce que ces deux matières peuvent être les constituants principaux de l'eau salée la température de fonctionnement maximum peut être limitée par le besoin d'empêcher la formation d'incrustation.

7-5-4- 4- La duree deire de la membrane

La pression dans la pile ED dépasse rarement 4 bars, à comparer aux 70 bars d'un module OI ainsi, la membrane ED se détériore un peu a cause de la ce qui est un problème majeur avec l'OI. Les facteurs qui raccourcissent la vie de la membrane ED comprennent la température excessive, un trop haut ou trop bas PH des solutions de nettoyage, la densité excessive du courant qui peut arriver si certaines passages de fluides se bloquant, les dégâts mécanique durant la manipulation, la détérioration causée par certains composant organiques qui se

combinent avec les emplacements actifs d'echange d'ion et les rendent inactifs ou par des changements de composition de l'eau d'alimentation. Tous ces facteurs, probablement a l'exception des deux derniers, sont dus a l'entretien au contrôle de fonctionnement inadéquats. La vie de la membrane peut donc varie largement avec la conception de l'usine.

7-5-4-5-Les condition requises de l'energie

Le processus ED utilise l'energie électrique dans deux buts : pomper l'eau qui sera dessalée, et supprimer le sel dans la membrane pile. La force du système a pomper dépend du pourcentage de conversion. Cela va de 90 a 95% pour 1500 ppm d'eau saline a 40 a 50% pour l'eau de mer. L'energie a pomper pour ces deux conditions va de 0,5 a 1 KHW/m^3 pour l'eau saline a 2,5 KWH/m^3 environ pour l'eau de mer.

La pression a pomper a travers la pile ne dépasse pas normalement les 3 ou 4 bar.

L'energie de la pile est le produit du courant et du voltage. Le courant, en ampères, est déterminé par la quantité de sels a supprimer. Le voltage est une fonction du plan de la pile. et va généralement de 0,5 a 1 volt par membrane. 70% environ de la chute du voltage prend place dans les comportements du produit a cause de la forte. résistance de l'eau dessalée, 10% environ dans les comportements de l'eau salée, et 20% environ a cause de la résistance de la membrane.

A ces voltages il faut ajouter la chute de 5 a 10 volts aux électrodes et la petite chute a travers les " bus bars " et les connections électriques.

Finalement, pour obtenir l'électricité brute requise, l'électricité consommée par les pompes, les instruments et les contrôles ajoute. Au delà de 2000 ppm, le processus ED, consomme plus d'électricité que le RO. Mais l'électricité n'est qu'un seul facteur des frais, et l'ED est souvent concurrent avec le RO dans les coûts évalués jusqu'à l'alimentation de salinités de 7500 ppm, ou même plus élevés dans les cas spéciaux.

7-5-4-6- Les composants de l'usine et le concept du module

Toutes les unies ED sont basées sur le concept des cellules paires. A cause des frais de développement de nouvelles membranes ou des membranes et des frais de fabrication des outils et des moules, chaque fabricant fait des membranes et des régleurs d'espace dans ses propres dimensions et configurations standard, et ces membranes et piles standards entre les électrodes.

Acause de la standardisation des composants de base de l'ED, les usines peuvent être montées simplement par l'assemblage du membre voulu des composants standards dans l'arrangement correct. Souvent les usines peuvent

être transportées dans un délai de deux mois de la réception de l'ordre . Les piles diffèrent en produit du volume laborantin a 1000 m^3/jour.

Les usines de 100 et 20,000 m^3/jour ont été construite se composant de multiples plis de ce genre.

- Une unité electrodialysis est montée avec les composantes suivants :
- Train d'avant traitement.
- Pile de membrane.
- Pompe de circulation a basse pression.
- Fournisseur d'electricite pour courant direct (un régleur).
- Apres traitement.

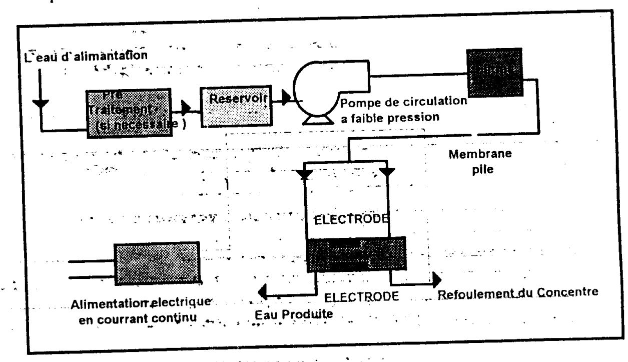


Figure 7 -14 composants de base d'une usine ED

L'eau d'alimenation brute doit être soumise a un avant traitement pour éméché les matières, qui peuvent endommage les membranes ou boucher les canaux étroits dans les cellules, d' entrer dans la pile de membrane.

L'eau d'alimentation est circulé a travers la pile avec une pompe a basse pression qui a assez de force pour surmonter la résistance de l'eau l'ors de son passage a travers du passage étroit. Un transformateur es généralement utilise pour transformer le courant alternative en un courant directe fourni aux électrodes sur l'extérieur des piles de membrane.

7-5-4-7- Traitement du produit

Le traitement du produit depend énormément des caractéristiques de l'eau d'alimentaion et de la manière dont l'eau produite sera utilisée. Pour l'eau potable, un contenu de solides dissous de moins de 500 ppm est généralement

satisfaisant. D'habitude, le produit exige seulement la chorination avant la distribution, bien que le PH, dans des ces extreimes, peut nécessiter un ajustage.

Pour les fins industrielles, le niveau exige de pureté de l'eau est plus élevé. Un produit contenant seulement 50 a 100 ppm de solides dissouts peut être fourni par l'addition des etages supplémentaires. Cela, bien sur, accroît a la fois la coût des capitaux et la consommation d'electricite (énergie). Pour une eau très pure, le produit peut nécessiter un traitement par le processus d'échange d'ions, aussi a des frais supplémentaire. Sous ces conditions, il est conseille de déterminer lequel des rendements alternatifs possibles de dessalement est le moins coûteux.

7-5-4- 8 - Matières de construction

Le processus ED fonctionne normalement presqu'a la température ambiante a une pression qui ne dépasse pas les 4 bar. Sous ces conditions, presque tous les équipements peuvent être fabriques de plastique PVP peu coûteux et non corrodant, tuyauterie et valves y compris. Les pompes sont généralement tout en bronze. Comme il n'y a pas de besoin de tuyaux en acier non oxydable a haute pression, comme dans le RO, il n'y a aucun besoin d'un système de flushing d'eau douce, ainsi l'usine peut se passer de flot et être facilement refermée.

Les développements courants, pour rendre l'ED économique pour le dessalement de l'eau, comprend le fonctionnement a de températures élevées. Il est probable que les températures élevées exigent l'usage de matières différentes, moins chers et résistantes a la température.

7-5-4-9- Consommation et coût de l' électricité

La consommation d'electricite de la pile ED est une fonction directe de la quantité de sels supprimée. Il faut ajouter a l' électricité de la pile, l'électricité pour le systeme de passpage qui varie de 0,5 KWh /m^3 environ pour 1,000 ppm d'alimentation a 1,5 KWh /m^3 environ a une alimentation de 1,000 ppm , a 4 KWh/m^3 a une alimentation de 5.000 ppm. Et parce que l'anergie doit être fournie en forme d'elecricite, elle a une unité qui coût cher.

La conversion de l'eau de mer par ED subit encore des développements et la consommation de l'électricité n'est pas ferme. En ce moment elle parait dépasser le 11 KWh/m^3 plus la chaleur pour relever la temperateur de l'alimentation a la tenpérature de fonctionnement élevée.

7-5-4-10- Les frais de fonctionnement et d' entretien

Les usines ED sont complètement automatises. Dans les usine de reversement il n'y aura pas besoin de produits chimiques pour le traitement de l'limentation et, par la suit, le fonctionnement sera encore plus simplifie. A

cause de la facilite avec laquelle l'usine est mise en fonctionnement et puis refermée, certaines usine fonctionnent seulement une partie de la journée.

7-5-5 Le Processus Electrodialysis Reverse (EDR)

Il y a un développement commercial récent dans le processus du traitement de l'alimentation qui est d'une importante suffisante pour pouvoir la décrire comme une découverte capitale ce développement est le processus "electrodialysis Reverse " (EDR), il tient son importance de l'elimination du besoin du traitement chimique de l'alimentation. Si l'alimentation contant des solides suspendus, elle aura besoin de passer a travers un filtre 10 microns. Mais elle ne nécessitée par l'addition diacide, de coagulant ou de prévenant (inhibitor) d'incrustation.

Le terme " reversal " veut dire que quatre fois par heure environ, un déclencheur automatique échange les polarites des électrodes, renversant, ainisi, la direction du courant électrique passant par la pile. Le processus renverse fonctionne comme il suit.

1- La direction du champ de DC est renversée par le renversement des polairites des électrodes. Le renversement des polairites commence immédiatement a convertir les comportements du produit en des compartiments d'eau salée, les comportements d'eau salée en comportements de produit, en renversant la direction du courant des ions.

2- Des vannes automatiques échangent l'alimentation et le chargement dans les comportement de produit et d'eau salée.

3- Il y a une période d'une a deux minutes juste après le renversement de polarité, pendant lesquelles l'eau dans les deux groupes de comportements est " hors spécification ", et les deux flots sont automatiquement détournés vers l'eau.

En terme d'equipement, le processus EDR nécessite une unité supplémentaire de contrôle de limite des valves automatiques pour l'echange des flots de produit et d'eau salée et des courses de relais pour renverser les polairites du fournisseur de l'électricité DC. D'autre part, le processus EDR élimine les réservoirs d'acide, de coagulant et des preverants d'incrustation, aussi bien que leurs mixeurs, les pompes de dosage des produits chimiques et les contrôleurs de PH. L'elimination des produits chimiques représente une réduction appréciable des frais aussi bien que la suppression des erreurs de l'operateur de source prolifique.

Le renversement du courant, plusieurs fois par heure, a les effets désirables suivants :

1- Il interrompe les pellicules de polarisation, prévenant ainsi la formation d'incrustation de polarisation.

2- Il redissout les incrustations ou les grains récemment précipites, et les renvoi aux déchets avant qu'ils ne puissent se développer ou causer des dégâts.

3- Il réduit les substances visqueuses ou les formations similaires en renversant électriquement la direction du mouvement des particules colloïdales vers les surfaces de la membrane.

Un nombre d'usine EDR est en fonctionnement depuis 1970, aussi le processus s'est prouve et certains problèmes de fonctionnement et de matières ont été corrigés.

Au long d'une certaine période, Les incrustations et d'autres dépôts s'accumule sur les membranes ou dans les passages des flots. Cela exige que les membranes sont nettoyées périodiquement , et pour minimiser le travail, cela est généralement accompli en pompant un acide ou une solution a caustique a travers la pile (cela dépend des dépôts a supprimer) et puis nettoyer a grande eau. Les intervalles de nettoyage avec les produits chimiques sont déterminés par expérience et sont exécutes automatiquement a des intervalles hebdomadaires ou peut être mensuelles.

Nettoyage; il arrive un dérangement majeur, les produit chimiques ne suffit pas pour restaurer la performance, alors les piles pourrait être démontées et les membranes et les régleurs d'espace nettoyés a la main avec une brosse. Cela est une opération labourées, coûteuse et qui consomme beaucoup de temps, elle est seulement utilisée comme le dernier recours pour éviter, la perte de la pile . Il faut noter que cette aptitude, de nettoyer les membranes a la main, est uniquement spécifique a l'ED a cause de leur configuration alors qu'il est impossible de nettoyer, pareillement, les membranes a fin fibre creux ou les membranes spirales RO.

VII-6- Autres perspectives

Le besoin de traitement chimique de l'alimentation sera élimine par l'usage du processus EDR. Pourtant les produits chimiques de nettoyage continueront a être nécessaires a base de quelques heures non pas hebdomadaire bi mensuelle.

La consommation de l'energie sera reduite pare le decroissement de la resistance electrique de la pile ED au moyen de :
Fonctionnement a de température plus élevées pour réduire la résistance de la solution.

REFRENCES

1- El - Nashare Aly , " conference invitee , conference Inttemationale du Caire sur le Developpement de l'Energie et l'Environnement , Oct.1994 .

2- Buros O.K ."ABC Desalination" International Desalination Association, Departtement de Recherche SWCC Arabie Seoudite .

3- Landsale Harold " Reverse Osmosis " Bend Resarch . Ins Bend , Oregon 97701 USA

4- R.E. Kesting,(Ed.), Principles of Desalination, Academic Press, New York 1966.

5- B.Baum, W. Holley, Jr., and R.A. White, "Hollow Fibers in Reverse Osmosis, Dialysis, and Ultrafiltration," Chapitre 5 , Membrane Separation Process, P. Meares (ed) ,Elsevier, Amsterdam, 1976.
6- Aquaport " Fresh Water from the Sea" Societe I.D.E. Technologies Ltd.

7-Weir Westgarth " Reverse Osmosis" WWIR Ltd.

8-Merten, U (Ed.), Desalination by Reverse Osmosis , MIT Press, Cambridge, Massachusetts.
9-Lonsdale,H. K. " The growthe of membrane Technology " J. Membrane Scince, 10, 81 (1982)
10-Spiegler, K.S., "Principles of desalination", Academic press, New York and London, 1966
10- Jeanette scott . " Desalination of seawatre by Reverre osmosis " Noyis , data corporation , Pash Redge , Nw jerseg U.S.A , (1981) .

CHAPITRE VIII

LES AUTRES PROCESSUS

8-1 INTRODUCTION:

Le sel est enlève de l'eau par plusieurs méthodes physiques ou chimiques. Mais toutes ces méthodes ont une particularité commune, ces méthodes exige l'utilisation de l'énergie. La quantité d'énergie exigée pour un processus théoriquement réversible peut être calculer a partir de la pression d'équilibre de la vapeur d'eau douce et de l'eau salée. Cette énergie minimum demandée est égale a 1 Kwh pour chaque mètre cube d'eau distillée. Le besoin pratique dans un processus réel est beaucoup plus grand. Pour faire fonctionner un processus a un rythme raisonnable de production, il y a plusieurs équipements mécaniques auxiliaires qui consomment l'energie, Dans le bilan totale énergétique il faut ajouter cette énergie, ce qui donne une réduction du rendement thermodynamique global du système. On peut noter que les différents processus utilisent de l'énergie sous forme différente, par exemple, les différents processus de distillation, sauf le procède de compression de vapeur, demandent de la chaleur thermique (ce sont probablement les meilleurs processus adaptes a l'utilisation directs de l' énergie solaire). Le procède de compression de vapeur nécessite une source d'énergie thermique au démarrage, seulement mais une fois il est démarré, il nécessite uniquement l'énergie mécanique pour comprimer la vapeur. Par contre le processus de l' électrodialyse utilise de l'énergie électrique et le procède de l'osmose inverse utilise de l'énergie mécanique de compression.

Le coût total de dessalement peut être divise en deux partie majeures; le coût des équipements, et le coût de fonctionnement. La partie principale du coût de fonctionnement des usines, est inhérente a la consommation de l'energie. Donc l'économie d'énergie peut réduire sensiblement le coût totale de fonctionnement. La plupart des usines de dessalement de l'eau de mer, (9000) utilisent l'énergie thermique produite en co-generation par des centrales thermiques qui utilisent le fuel. L'opportunité d'utiliser la chaleur perdue est un moyen efficace pour réduire le coût du procède de dessalement de l'eau de mer.

Cet objectif peut être réalise parfaitement en utilisant le principe de co - production, c'est a dire une centrale qui produit de l'énergie électrique peut fournir la vapeur en récupérant de l'énergie thermique de vapeur condensée. Cette énergie est utilisée ensuite dans une unité de production de l'eau douce. (dual-purpose plants). C'est aussi le même principe de co-generation. Sur le plan pratique, il y a plusieurs techniques qui s'adaptent bien au principe de co-generation. Dans ce chapitre les différents techniques adaptées a la co-generation et coproduction vont être présentée.

.8-2 Les unités de co-generation:

Economiquement parlant, le rendement économique de deux unités qui utilisent une seule source de chaleur est plus important que des nuitées séparer qui utilise chaque une source propre de chaleur.

Supposant qu' une usine de dessalement demande de la vapeur pour préchauffer l'eau d'alimentation a une température de 120 °C dans le cas d'un procède de multi -étape flash évaporation. L'augmentation des dépenses supplémentaires pour la production de vapeur a une haute température est récompensée par une production de puissance. Sur le plan pratique ceci est justifie.

Dans les usines de co-generation la capacité thermique de chaudière est grande. Elle fournit la vapeur pour deux finalités différentes. Dans l'exemple de la centrale, la chaudière fournit la vapeur pour faire tourner les turbines. La chaudière est conçue pour répondre aux conditions maximales de demande. Malgré que la demande est souvent autour du minimum, dans ce cas le surplus de vapeur est perdu, le résultat est un rendement médiocre de la centrale. Donc si on augmente la capacité thermique de la source de chaleur, le coût de l'augmentation est compense par l' utilisation maximale de la production, si le central est accouple a une usine de production de l'eau. Finalement sur le plan économique le coût de production de puissance est réduite et le coût de production de l'eau douce est réduit aussi.

L'avantage majeur est réalisé probablement dans le facteur de capacité de la source thermique. En général quand la central tourne a sa capacité moyenne au minimum , la différence entre les conditions maximales est les conditions de fonctionnement va être employée pour augmenter la capacité de production de l'eau douce . Et vire versa quand la centrale tourne a sa capacité maximale de production, l'unité de dessalement tourne a sa capacité minimale. Une analyse très approfondie doit être élaborée pour la détermination du rapport puissance/eau.

La co-generation permis une réduction du coût de fonctionnement et de maintenance, ainsi que celle des équipements. Dans les centrales nucléaires, le coût total est réduit grâce a une meilleur gestion de combustible .

8.2-1 Considération théoriques (l'avantage):

D'après la deuxième loi de la thermodynamique une, centrale (soit nucléaire ou thermique) doit perdre une grande quantité de chaleur a une basse température. Du point de vue de la thermodynamique, le rendement augmente si on utilise cette chaleur a basse température pour un autre

processus, comme le dessalement. Le concentre sera la source froide infini d'une machine thermique, La vapeur produite et délivré a l'usine de dessalement n'est pas complètement gratuite, car normalement l'usine de dessalement nécessite une vapeur a une pression plus grande que la pression normale a la sortie du condenseur de la centrale. Si on donc raisonne pour la centrale uniquement, la puissance va être largement réduite, mais le raisonnement sur l'ensemble de l'unité de co-generation, permet de constater que le rendement total augmente et ceci est encore, plus rident dans le cas des centrale nucléaires.

8.2-2 Fonctionnement et flexibilité des unités de co-generation:

Avant de présenter les différents schémas possibles pour la co-generation, on va rappeler les principes de fonctionnement et de sa flexibilité (2).

La conception des usines d'eau et d'électricité ne se conformes pas a des figures fixe de la demande. La demande réelle varie souvent entre un minimum et un maximum. Donc dans un système donné de cogeneration le changement du rapport d'électricité - eau implique une perte de rendement dans une partie du processus, et aussi une croissance dans les investissements.

Généralement, l'avantage de ce systèmes se perd quand la production de l'eau et de l'électricité ne se font pas simultanément. Donc la courbe de la distribution de la demande de l'eau et d' électricité, doit être connue avant la conception de ces usines de co-generation.

La production d'eau peut être stockée facilement, et utilisée en point de haute demande. Par contre, le problème est assez diffèrent pour l'électricité, car le stockage de l'énergie est plus coûteux, et demande des investissements assez lourds. la production d'eau pourra être augmentée pendant la période de basse demande d'électricité. dans ces conditions le facteur de charge général de l'usine augmentera. on va étudier les deux cas suivants:

a)La centrale est interconnectée a un grand réseau électrique, donc le réseau peut compenser les fluctuations de demande. Dans ces conditions, le facteur de charge de l'usine du dessalement est grand et la satisfaction de la demande en électricité vient après celle de l'eau.

b)La production de la centrale est large par rapport aux réseau. (le ca s de plusieurs pays en voie de développement), dans ces conditions la production électrique doit suivre la demande, et l'unité de dessalement ne doit pas subir les conséquences , grâce au systèmes de stockage de l'eau.

8.3-Schema de co-generation:

Les configurations possibles, dépendent des facteurs suivants:

i-Le rapport moyen (R) de l'eau - électricité fourni.
ii- La flexibilité demandée au sein des unités de production.
iii- le rendement global demande.

Le bénéfice théoriquement obtenu de quelque schémas indiques, peut être perdu, si le processus implique une diminution de flexibilité de la disponibilité de l'usine. Dans les paragraphes suivants, on va présenter les schémas de principe de quelques combinaisons possibles.
. Les valeurs indiquées sur les diagrammes, sont approximatives, et donnent un ordre de grandeur.

8.3.1. Le Cycle de pression de refoulement (2):

Dans la conception du fonctionnement, toute la vapeur produite antre dans la turbine, (voir figure 8,1,2) est condensée dans le réchauffeur de la saumure, ceci permet d'augmenter la température de la saumure avant évaporation. Le rapport (R) peut être en, réalité ajusté si on augmente la température du concentre (La saumure) et par conséquence au augmente, la pression de vapeur de réchauffement ou refoulement de la turbine. La consommation en énergie thermique de l'usine de dessalement sera réduite, sans toucher a sa capacité de production.

Le rapport (R), va être plus grand dans les centrales nucléaires en fournissant de la vapeur saturée a la turbine. En utilisant des hypothèses simples on peut estimer la valeur de (R) entre 1 et 2, si la température du concentré est augmentée de 80 a 120 °C avant évaporation .

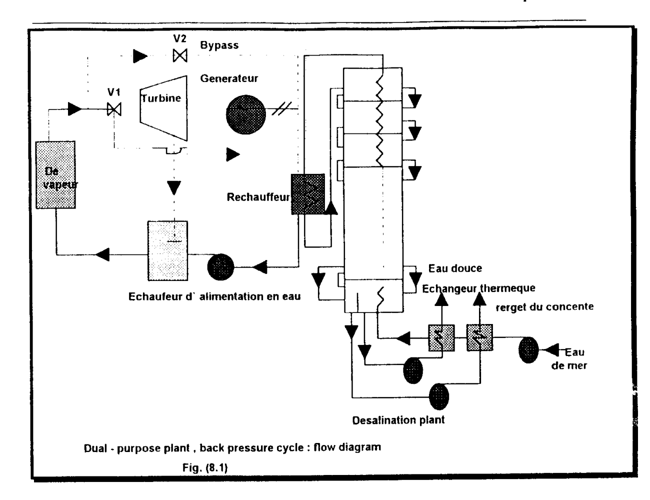


Figure 8.1 diagramme d'une unité de dessalement. Cycle de refoulement, (dual purpose)

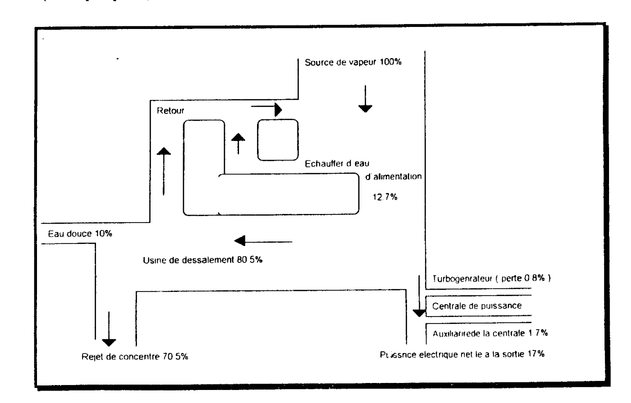


Figure 8.2 Le cycle de pression de refoulement ,un bilan thermique simplifie.

L'utilisation de la turbine de pression de refoulement dans le cas indiqué, donne entre 60 et 200 litre/Kwh produite. ce rapport peut être augmenter si la turbine est alimentée par de la vapeur surchauffée an provenance d'une chaudière. dans ces schéma , la pression de refoulement vapeur est normalement contrôlée par le vanne d' entrée. Donc le turbo -générateur ne prenne pas part dans le contrôle de la fréquence du réseau. Il est aussi possible de changer la charge électrique de la demande, par l'ajustement du débit de concentre.

Pour une usine donne, la quantité d'eau et d'électricité se complètent, exception faite dans le cas ou l'usine fonctionne avec un système de by-pass. Si la demande d'électricité est diminuée, le débit du concentre doit être ajuste a un niveau faible pour éviter une chute importante de pression de vapeur d'échauffement. Ce ci peut être éviter par l'inslallations d'une ligne de by - pass, pour assurer un haut facteur de charge de la source de vapeur. L'eau douce produite est très coûteuse, car la vapeur a subi une opération d'expansion a travers une vanne de réduction, et le n'a pas produit d'électricité. Et dans le cas ou la demande est augmentée, la production d'eau va être arrêtée.

Il faut prévoir le cas ou il y a un arrêt accidentel de l'unité de dessalement, si on veut maintenir le même niveau de production électrique Il faut prévoir un schéma simple qui consiste a introduire un petit débit froid du concentre ou un échangeur et le rejeter a la sortie, un peu tiède, dans la mer.

Finalement, il faut se rappeler que les turbines de pression de refoulement ont un rendement très bas, au fonctionnement en charge partielle aussi leur consommation est haute aux conditions de fonctionnement sans charge.

8.4 Système Hybride de co-generation:

Une autre méthode pour réduire le coût des usines de dessalement est consisté a l'adoption de systèmes hybrides.(3). Le système hybride ne peut pas être utilise pour tout genre d'installation de dessalement. Il est utilise dans de cas spécifique ou il réalise un profit économique. Le système hybride, comprend deux ou même plus processus de dessalement. Un exemple, est l'utilisation de deux processus combine pour la production de l'eau douce. Le premier est l'Osmose inverse, le deuxième est la distillation, ceci permet de combinée les caractéristiques de deux processus dans un seul. La distillation fourni de l'eau avec une salinité très basse ,20 mg/litre. La consommation énergétique du processus O.R. varie en fonction de la salinité. On peut donc réduire le coût de production si on se contente de produire de l'eau a une salinité de 1000mg/litre par exemple, et mélanger le deux produits pour arriver a une salinité acceptable autour de 500 mg/litre.

Ce système peut être utilise avec un système de co-generation. La vapeur alimente le processus de distillation, et l'unité de OR fonctionne quand la demande en électricité tombe. L'unité de OR fonctionne donc pendant la journée quand la demande en électricité est ou minimum. Le centrale fonction toujours a sa charge optimale et l'électricité produite alimente le processus de dessalement par OR.

8.4.1 Exemple d'un système hybrides

Un deuxième exemple d'un système hybrides de co-generation, est le système montrée a figure 8.3. Ce système utilise une turbine a la pression de refoulement fonctionnant dans un procède de DME (Dessalement a Multiple Effet), qui utilise une pression de l'ordre de 0,2 a 0,4 Bar, et une température faible. La pression de ce système est très basse comparée au d'autres procèdes de dessalement qui nécessiter une pression de l'ordre de 2 a 3 bar. Cette opération permet un détente supplémentaire dans la turbine pour minimiser la perte en énergie.

Le coût de l'énergie de ce procède de dessalement est limite uniquement par de coût marginal de fuel utilise pour la génération de quantité supplémentaire de vapeur nécessaire pour maintenir la même puissance a la sortie. .Pour ce type d'unités,DEM, la consommation spécifique du fuel varie entre 1,2 a 1,7 Kg par ton d'eau produite.

Vapeur a haute pression
Turbine
Generateur
Vapeur a faible pression
Condenser
Chambre de Flashe
Eau de merSea water
Chaudiere
L'eau douce
Concentre
Vapeur condense
Eau de
refroidissment

Figure 8.3Figure Fonctionnement de turbine a vapeur en pression de refoulement (MED) systeme

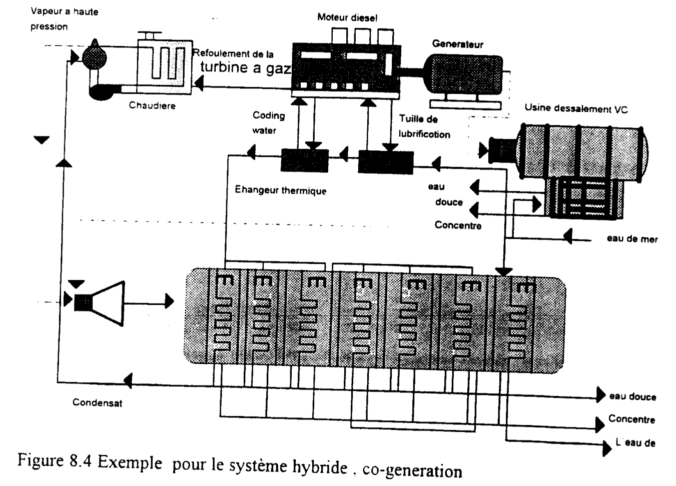


Figure 8.4 Exemple pour le système hybride . co-generation

8.4.2système hybride de un troisième exemple

Pour le système hybride un troisième exemple (4), de co-generation est donne a la figure (8.4). Un schéma d'une co-generation avec diesel. Dans un moteur diesel, l'énergie thermique perdue au refoulement, et pour le refroidissement, et aussi par fois pour le refroidissement du turbo- alternateur, sont assez importantes. Cette énergie thermique perdue, représente entre 40 a 50 % de l'énergie thermique du fluide. L'augmentation du rendement global du diesel pour arriver a 80%, en utilisant l'énergie thermique perdue pour tourner un procède de dessalement ,peut produire entre 300 a 400 tonnes/jour, pour le système indique. Le coût de l'énergie dans une usine de dessalement par compression de vapeur (DCV) combiner avec un diesel est de l'ordre de 1,8 a 2 Kw /tonne. Dans la situation de haut rapport d' eau- puissance, le chaleur de diesel ne suffit pas. On utilise un système hybride de DCV et CVEM (Compression de Vapeur a Effet Multiple) , voir figure 8.4.

8.4.3 - Un antre example d'un systeme hybrides

les turbines a Gaz et les incinérateurs de déchets solides, peuvent produire de la puissance en utilisant la chaleur perdue. Voir figure (8.5). De la même façon on peut utiliser leur chaleur perdue pour faire fonctionner des usines de dessalement la même procédure est applicable a l'énergie géothermique, en utilisant un échangeur du type plat pour éviter la contamination de l'eau produite.

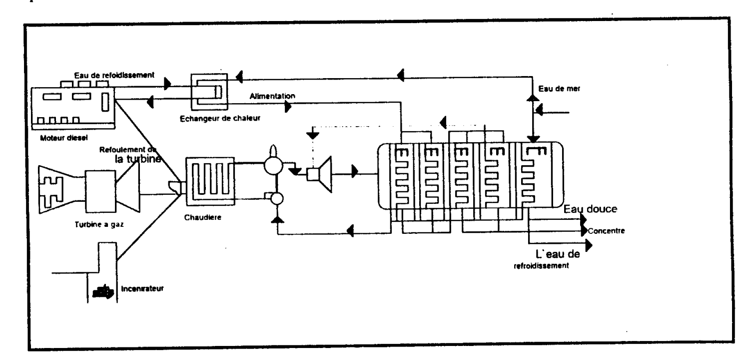


Figure 8.5 Incinérateurs de déchets solides, produit de puissance en utilisant la chaleur perdue

8.4.4 - Combinisation de différent procèdes de dessalement:

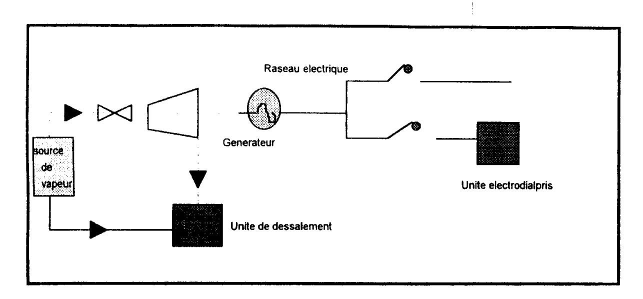


Figure 8.6.- Une usine de dessalement utilise deux processus diffèrent de dessalement .

Le système expliquée a l'inconvenient de réduire le rendement de la turbine aux charges partielles de production électrique, même Plus qu'une unité simple de condensation. . Il est intéressant donc de considérer une usine de dessalement utilisant deux procèdes différents, un utilise par exemple la vapeur, et l'autre utilise l' électricité (Electrodialyse), Voir figure 8.6). dans ces systèmes la source de vapeur obtenue de la turbine est continu a plein capacité, la conception du système est faite cette manière, et le système d' électrodialyse fonctionne quand la demande électrique tombe.

Ce système offre un degré maximum de flexibilité en préservant le bon rendement thermodynamique du système. Pour éviter des surinvestissement, la conception de différents composants du système doit être soigneusement étudiée. Pour arriver a cela , il faut bien estimer le besoin future en électricité et en eau. Le tableau (8.1) présente les coût comparatifs de différents schéma de co-generation.

Schéma de Cogeneration

	DME							SWRO	DMEF
	Diesel	Turbine a vapeur*			Gas Cycle Combines		Neculeaire		
	Chaleur perdu 2.0 kwh/ton	Aux.t							
Vapeur	-	.40	.18	.30	.08	.13	.11	-	.47
Puissance électrique @ 6 US/ KWII	.12	(.25)	.11	.11	.11	.11	.11	.33	.24
Salaires	.05	.05	.05	.05	.05	.05	.05	.05	.05
Pièce détache	.05	.05	.05	.05	.05	.05	.05	.07	.05
Produit chimique	.05	.05	.05	.05	.05	.05	.05	.10	.08
REPLACEMENT DE MEMBRANE	-	-	-	-	-	-	-	.13	-
TOTAL	.27	.30	.44	.56	.34	.39	.37	.68	.89

*** Coût de Fuel = 120 US$/ ton**

Table 1 - Une comparaison du coût de fonctionnement

(US$/ Ton produit)

8.5 Le Dessalement a basse température:

Les unités de dessalement a basse température fonctionnent a des température du concentre maximales de 75 °C. Cette température faible a été le facteur majeur pour la production de l'eau potable de la mer a des coût réduit de production. Le procède de distillation a basse température a bien montre la faisabilité économique du système de dessalement pour la production de l' eau potable. ces système peuvent être résumés comme suivant :

1- Le développement d'une conception unique d'un évaporateur /condenseur (DEM), qui utilise uniquement de la chaleur latente transférée.

2- Fonctionnement a de basses températures de l'ordre de 75 °C maximum.
3- Utilisation du matériel durable pour la construction, comme le tube en aluminium, ou plastique et le panneaux en fer sont couvert epoxy.
4- Possibilité d'utiliser l'énergie a coût bas dans le procède de cogereration, en vie de minimiser le coût de l'énergie.
5- exigence minimum pour le système d'alimentation et le système de pre-traitement.
6- réduire la corrosion de l'eau salée a de basses températures. Ce ci a permis d'utiliser sans problème les tubes en plastique, couvrir le reste des tuyaux (par l'epoxy a l'extérieur.

Les recherches sont multiplier Pendant la dernière décennie, pour augmenter la capacité de production de ces unités et réduire la consommation énergétique.

8.5.1. DEM a basse température:

Une unité de dessalement a effets multiples constituée d'un train d'évaporateur - condenseur avec un condenseur de chaleur rejeter a la fin de dernier effet. Le gredient bas de température a permis a chaque évaporateur (effet), l'utilisation d'un grand nombre d'effets, tout en gardant la température maximum au dessous de 75 °C par conséquent, l'économie est augmentée (ou le rapport d' économie est augmente).

L'unité de dessalement a effets multiples peut fonctionner avec le chaleur issue de la vapeur a faible pression (0,2 a 0,4 bar), ou de source d'eau chaude a un température supérieure a 55 °C. Si la vapeur disponible est a une pression supérieure a 2 bar, le processus de compression thermique de vapeur peut être utilise.(DCV).

Les unité de DEM sont disponibles sur le marche et ont des capacité qui vont jusqu'au 20.000metre cube /jour obtenues par une seul unité. Ce genre d'unité a été réalise dans plusieurs installations. La capacité des unités de dessalement a basse température d'utilise les sources de chaleur de médiocre qualité et évidement au coût réduit, (par fois gratuit), fait tomber a un niveau très bas le coût énergétique des ces unité (9).

Sur la base de distillation a faible température, Il y a une série de conceptions qui forme le corse essentiel pour l'économie en fonctionnement. On peut les citer de la manière suivante :

- Un taux faible de corrosion. La corrosion par l'eau de mer a basse température et pression réduite. permet le fonctionnement sans risque de corrosion en utilisant économiquement le revêtement en plastique anti- corrosif pour le tuyau et le récipients.
- Le coût de maintenance est réduit, et la longévité de l'unité augmente, (peut dépasser 25 ans). Ceci est le résultat de la basse corrosion et l'utilisation de produit contant la formation de couche de calcaire.

- Flexibilité; Les usines de DEM ont une période courte de démarrage. avec un petit temps perdu pour chauffer l'usine, ce qui donne une excellente capacité de charge et permet de répondre rapidement a la demande de l'eau et au ravitaillement énergétique.

- Le rendement thermodynamique: l'utilisation d'une bonne surface de transfère de chaleur réduit le flux de chaleur et la différence de température, ce qui augmente le rendement thermique. Le résultat en est l'évaporateur condenseur fonctionnant avec une différence globale de température de 2 a 2,5 C, incluant; la force motrice thermique, l'élévation du point d' ébullition, et le gaz non-condense.

- Le taux de formation de couche calcaire: La température de fonctionnement est bien en dessous de la limite de saturation, de la formation problématique de couche calcaire pour l'eau de mer et l'eau souterrain. La formation de couche calcaire est réduite a tel point que le nettoyage se fait, dans quelques cas tout les 5 ans. Le coût bas du pré traitement de l' eau de l' alimentation. (l'enlèvement de couche est une opération simple qui consiste a faire circuler, en utilisant la pompe de circulation de l' usine pour faire circuler une solution acide)

- La haute pureté du distillée: C'est un avantage supplémentaire, la haute qualité de l'eau produite, (normalement moins que 20 ppm et parfois pour des applications spéciales 2-5 ppm). ce ci permet l'utilisation directe de l' eau produite directement dans les processus industriels comme dans la raffinerie, la centrale électrique .... ou une qualité de l' eau distillée est exigée. L'eau produite peut être utilisée dans les municipalités pour réduire le coût de

production de l'eau potable qui répond au standard exigée, par mélange de l'eau produite de haute qualité avec l'eau légèrement salée.

- Coût réduit de l'énergie: Le fonctionnement a de basses températures, permet l'utilisation de sources de chaleur bas gradient, a de coût bas, car souvent la chaleur utilisée, est une chaleur économisée, qui normalement sera diffusée a l'atmosphère au risque de la pollution thermique, ou la pollution de l'eau, si elle est rejetée dans les courants d'eau. Donc le coût de la consommation énergétique principal est réduit, et par conséquent le coût de production de l'eau est réduit par rapport a d'autre processus.(9).

8.5.2. les sources de chaleur a basse température pour les DEM:

Les sources de chaleur a basse température qui ont une température inférieures a 55 °C (peut être économiquement utilisée. Ces source de chaleur a basse température, sont disponibles de presque tout système de production énergétique qu'il soit conventionnel ou nucléaire.

Plusieurs BT DEM unités sont en fonctionnement en utilisant de la chaleur perdue de générateur diesel. La seule consommation énergétique est de l'ordre de 2 Kwh par tonne, utilisée pour les pompe de recyclage. Dans ce système de cogeneration diesel, le DEM prend l'énergie principale de la chaleur perdue des gaz d'échappement, l'eau de circuit de refroidissement. Cette énergie virtuellement gratuite réduit le coût de fonctionnement au minimum, et augmente le rendement thermique de l'unité diesel par approximativement 40 % a 80% (4).

8.6 La conversion de l' eau salée par congélation .

Un des premiers chercheurs de la conversion de l'eau salée par congélation est T.V.Thomposon, du département de Océanographie de l'université de Washington, précède par Hendeikson et Moulton de même institut. Dans le milieu des années 1950 Carrier Corporation, ont été les premiers a travailler sur la technique du gel.

Une unité pilote est fabriquée a Eilate(Isreal) pour produire 1000 mètre cube par jour, L'unité est constituée de 4 module chaque module de 250 mètre cube par jour, utilise la technique d'évaporation de flash par vide (vacuum flashe evaporation). Grâce aux efforts de ces pionniers, on comprend maintenant mieux le procède de dessalement par congélation, mais il y a toujours l'impression que même si on connaît qu'un "congélateur" ou "effecteur" peut fonctionner, son coût est encore élevé, et le résultat de recherche qui est en cours, peut réduire énormément son coût. Malgré cette situation, on va présenter les caractéristiques suivants de cet procède pour mieux le classer par rapport aux autre procèdes (13).

i- Le fonctionnement est a basse température, ce qui réduit la formation de couches calcaires. Aussi les équipements qui fonctionnet a basse température ont une durée de vie plus longue que ceux qui fonctionnent a haute température.
ii- Pendant les étapes de congélation et d'effondrement, le transfert de chaleur est accompli sans l'intervention de surfaces métallique. Dans phase d' alimentation, a l'échangeur thermique, ou l'existence de surface métallique n' est pas critique, le transfert thermique peut être accompli par les différents moyens connus. Le grand avantage de transférer de le chaleur latente par le changement de phase, par un contact direct entre les phases, est que la formation de couche calcaire n'est pas importante et la différence de température exigée est très petite.
iii- Pour l'eau de salinité moyenne (brackish water), contient entre 30000 a 8000 ppm de sel dessous. Le dessalement par congélation pour des usines de capacité jusque'au 20.000 mètre cube /jour, est avantageux par rapport a d'autre techniques.
iv- La conception de procèdes de dessalement par congélation peut être alimente par n'importe quelle salinité d' eau salée.
v- Le procède de congélation est la seul procède de distillation a utiliser l'énergie électrique, cet avantage permet l'installation d'unités de congélation la ou l'énergie électrique est disponible a des coût modérés. Par contre la vapeur ne peut pas être transféré a distance. Il faut construire l'unité a cote de la source. On peut utiliser les autres sources énergie, comme l' énergie mécanique ou diesel si un tel usage est économique.

8.6.1 La théorie de conversion de l' eau salée par congélation:

Parmi les facteurs impliques dans le chois des procèdes de conversion de l'eau salée est; le coût de l'énergie nécessaire pour le fonctionnement et la quantité d'eau a convertir il est très important donc d'établir la demande théorique en énergie par certains procèdes type de conversion par cogeneration.

La demande théorique en énergie pour de partition réversible de système a multi composantes (ayant un rapport particulier de composantes) est égal au changement dans l'énergie correspondant a ces partition. Dans le cas de conversion de l'eau salée, la quantité théorique demandée est égale au changement dans l'énergie libre correspondante a la partition réversible de l'eau salée ou l'eau potable et concentrée. Cette énergie théorique est une fonction du rapport d'extraction. C'est a dire qu' eau potable sort mélangea par la fraction de l'eau potable dans l'eau salée. ce rapport s'approche de sa valeur absolue minimum quand le rapport d' extraction est égal a zéro. Etant donne que le processus de conversion doit être thermodynamiquement irréversible, la demande en énergie pour un rapport spécifique d'extraction doit toujours dépasser la demande en énergie théorique pour un processus irréversible au même rapport d' extraction.

L'emploi du procède de congélation pour la conversion de l'eau salée est base sur de principe de la physique. Le cristal de glace obtenu par congélation d'une solution saline aqueux est de l'eau douce pure dans sa phase solide. étant donne que la densités de l'eau pure et le concentre se rapprocher, il n'y a pas de séparation automatique de deux phases, comme ca se passe pour la séparation de vapeur dans les processus de distillation. Donc la conversion de l'eau salée par congélation, implique les deux opérations fondamentales de formation du cristal de glace et la séparation de ces Cristaux du reste du concentre, dans lequel la concentration du sel commence a augmenter. La figure (8.7) montre la courbe de l'équilibre de congélation pour l' eau de mer.(14).

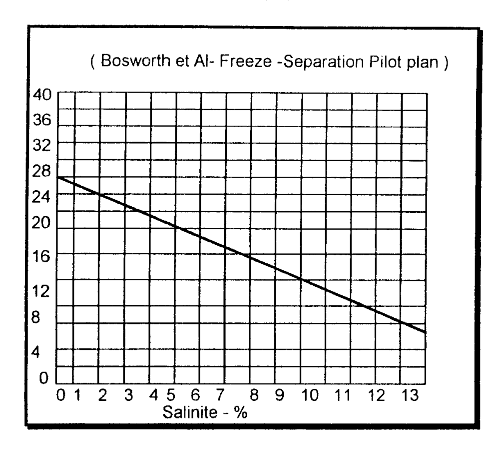


Figure 8.7 La courbe de l'equilibre de congélation pour l'eau de mer .

Le procède de congélation de l' eau de mer produit l' un de deux formation de base suivante:

i- Débris de glace de concentre; essentiellement composes de débris de cristaux de glace dans le concentre. Sa salinité totale varie, entre la salinité de l' eau salée d'alimentation est la moitié de celle ci.

ii- Glace solide dans le concentre; Constitue de latines de cristal connecte contenu dans le concentre dans l'espace inter-crystalline. La salinité totale varie, entre la salinité d'eau d'alimentation et celle de l'eau potable.

Par conséquent deux méthodes de base de congélation peuvent être identifiées;

i- Congélation indirecte dans laquelle la chaleur de cristallisation est née de la solution salée a travers des barrières solides.

ii- Là congélation directe dans laquelle la chaleur de cristallisation est enlevée par évaporation partiel le du solvant, ou par contact de solution par un réfrigérant non miscible.

8.6.2 La demande théorique de l' énergie:

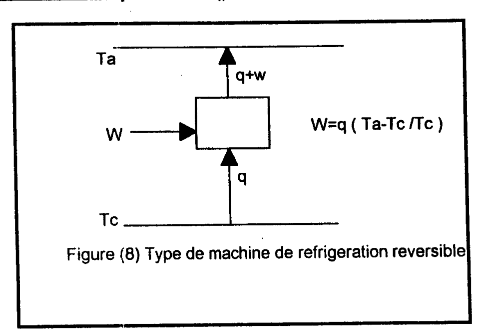


Figure (8) Type de machine de refrigeration reversible

Une des propretés thermodynamiques des solutions de soluté nonvolatils, est que la température de congélation est inférieur a celle du solvant pur. La dépression de la température de congélation est approximativement proportionnel l'eau rapport des masses soluté - solvant, tel que:

$$\Delta T = -K Z \quad (1)$$

ou K est une constante de proportionnalité
Z est le rapport de masse Solute-Solvent

Pour l'eau de mer, la baisse de la température de congélation peut être approximativement calculé en prenant K = 52.41 pour l'échelle de Kelvin est K = 94.34 pour l'échelle de Rankin. En prenant S comme la fraction de masse de sel dans l'eau salée, on peut écrire:

$$Z = \frac{s}{1-s} \quad (2)$$

et

$$T = T_0 - \frac{Ks}{1 - s} \quad (3)$$

d'ou

T est la température d'équilibre de glace en contact avec l'eau salée ayant une masse de fraction de sel S

T_0 est la température de congélation de l'eau pure.

La fraction de masse I de glace produite par le refroidissement d'une unité de masse de l'eau salée ayante une masse initiale de fraction de sel Si, de sa température de congélation Ti a une température plus basse T, peut s'écrire sous la forme suivante:

$$I = \frac{S - Si}{S} \quad (4)$$

D'ou S est la fraction de la masse de soluté dans la solution résiduel a une température T.

En groupant les équation (3) et (4) on peut obtenir I comme fonction de T:

$$I = 1 - Si \left[1 + \frac{K}{T_0 - T}\right], \quad T \le Ti$$

Dans un processus idéalisé l'eau salée est suppose refroidir a une température finale Tf, et la glace résultante est assumée parfaitement se séparer de résiduel de concentrée. Quand cette glace fond elle devient de l'eau douce.

Donc le rapport d'extraction **r**,défini comme le rapport de masse de l'eau douce produite a l'eau contenu dans l' eau salée d' alimentation, r est directement proportionnel a la fraction finale de glace I_f:

$$r = \frac{I_f}{1 - Si} = \frac{T_i - T_f}{T_0 - T_f} \quad (6)$$

La conversion idéale de l'eau salée, est assumée an incorporant une machine de réfrigération réversible. La figure (8.8) montre le type I le plus simple de ces machines. Cette machine reçoit une quantité de chaleur q réversible a une température Tc et elle dégage reversiblement a une température plus haute Ta. Selon le premier principe la de thermodynamique, l'énergie nécessaire a l'entrée du système W, doit être délivrée aussi reversiblement a une température Ta.

Le coefficient de performance de cette machine est le même que celui d`une machine de réfrigération selon le cycle de Carnet. Donc, on peut écrire;

$$C.P. = \frac{\bar{q}}{w} = \frac{T_c}{T_a - T_c}$$

Ce qui donne

$$W = W = \bar{q}\,\frac{T_a - T_c}{T_c}$$

D` ou W est i`entrée théorique exigée pour le processus de conversion.

8.6.3. La demande en énergie pour la conversion de l`eau saline par congélation en comparaison d` autre procèdes:

Malgré que la demande en énergie pour la conversion de l`eau saline a l`eau douce est la même pour n'importe quel l`opération isentropique, Le bat est d`accomplir cette conversion avec un bon rendement dans un processus réal, on grande échelle, a des coût raisonnables et avec des équipements facile a maintenir.

Le travail théorique minimum demande a une salinité et une température spécifiques pourra être égal a qui suit et selon plusieurs alternative (16).

$-W_{rev}$= le travail réversible en B.T.U. / pound de produit

$$-W_{rev} = \frac{RT}{M} Ln \frac{P_2}{P_1}$$ dans le processus de distillation

$$\frac{RT}{M} Ln \frac{A_2}{A_1}$$ dans le processus d` extraction

$$= \frac{\Delta Z}{778}$$ (ΔZ = feet hauteur a travers la membrane)dans le ces de l`osmose.

$$= 3560 \times C \times \Delta E$$

(E=volt.C=.. $\frac{\text{Ance. equivaleut. en. lever}}{\text{Ance. product. dans. l`electro} - \text{osmosis}}$))

$$-W_{rev} = \frac{\Delta H_v \times \Delta TBP.\,rise}{T}$$ in distillation.

$$= \frac{\Delta H_f \times \Delta T_{f.p}.\,depression}{T}$$

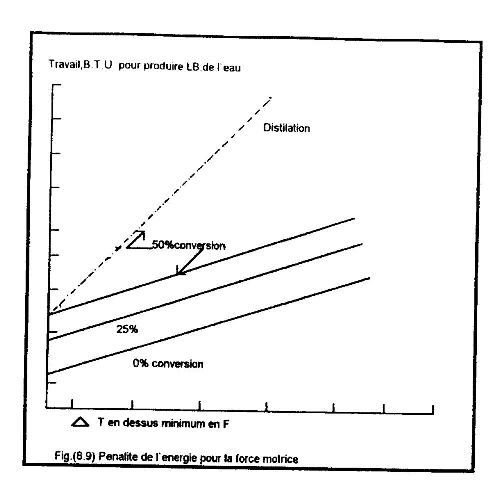


Fig.(8.9) Penalite de l'energie pour la force motrice

Un processus de congélation peut être compétitif avec la distillation dans la demande en énergie. La figure (8.9) présente un seul étage de conversion et un régime établi pour la production de glace ou vapeur de concentre, a un niveau indique de conversion. l'intersection de coordonnée pressente de conversion réversible du concentre au niveau indique de conversion.

La dépression du point de congélation 50% conversion a 7.6 F et l'augmentation pour arriver au point d'ébullition est 1,05 f au point triple. Pour atteindre de taux raisonnable, il est nécessaire de fonctionner entre les limites de températures qu'on arrive a atteindre en ils sous du minimum de la dépression de point de congélation, or l'augmentation de point d 'ébullition. Il est désirable de préserver cette force motrice - augmentation de température très petite que possible pour distillation ou congélation, mais la pénalité pour chaque degré est plus que sept fois plus grande en cas de distillation qu'en congélation. Une comparaison de ce type peut être fait aussi avec l'Osmosis inverse(chute de pression) , Electrodialyse (résistance électrique) et la pression critique de distillation (différence dans la température d' échangeur thermique a contre courant).

8.7.Les réacteur Nucléaire pour la production de puissance et la conversion de l'eau:

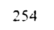
la possibilité de produire de l'eau douce de la mer reçoit de pus en plus de nouveau développement qu'a permit d'obtenir des coût faibles de dessalement. Des études de prédiction, montre que le coût de production de l'eau douce de grandes centrale nucléaire peut atteindre une valeur basse de l'ordre de 3 cents par mètre cube (17).

Un bénéfice économique peut être réalise d'une source de chaleur prévue pour deux centrales de production.. Plusieurs facteurs ont contribué a la diminution du coût. Le coût de l'eau douce produit est déterminé en prenant la différence dans le coût annuel entre une usine de cogeneration, une usine de l'eau et une centrale sans cogeneration., avec l' électricité produite. Le coût de la vapeur délivrée a l'usine de l'eau est calcule par le dimensionnement de la cogeneration pour produire de la chaleur nécessaire pour l'évaporation de l'eau et la puissance nécessaire pour les équipements auxiliaires.

La possibilité de production économique par la centrale nucléaire de l'eau, par dessalement, est discutée dans le rapport ORNL (18). La plus petite usine discutée dans ce rapport a une capacité de 16000 mètre cube par jour, et peut produire de. l'eau a 16 cents /mètre cube. D'autre confirmation de ce coût est mentionnées dans le rapport de l'office de l'eau salée (office of saline water, USA), Ce rapport montre qu'on peut produire a partir des installation de cogeneration une production de 40.000 mètre cube par jours a de coût de 8 cent par mètre cube. L' insertion d 'une turbine dans les unité de cogeneration peut réduire le coût de production a 50%.

Tous les rapports déjà mentionnés ont considéré des usines dans la gamme de production variant entre 16000 a 16 million mètre cube, le plus part des usines considérées ont une capacité dépassant les 160.000 mètre cube /jour d' ou le fonctionnement de l'usine a fin dual donne la meilleurs chance pour obtenir de l' eau a coût minimum.

L'usine de conversion de l'eau de mer qui est montrée ici utilisé un réacteur de 21,5 Mw pour produire deux millions mètres cube.



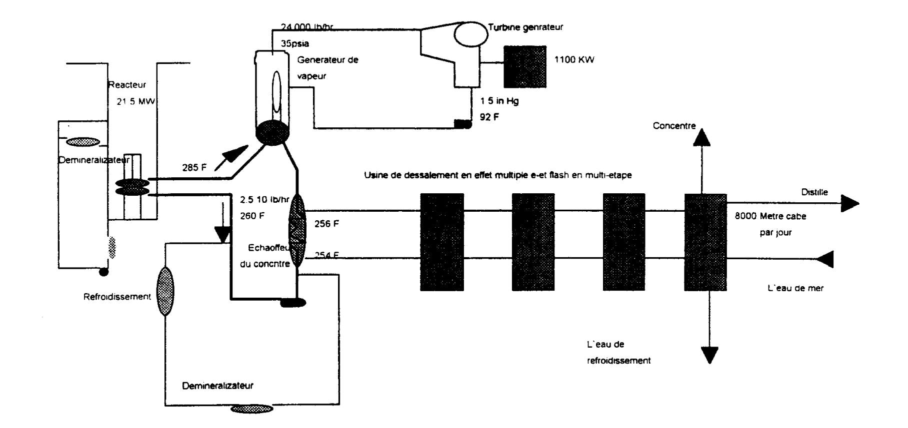


Figure 8.10. Réacteur en tube de pression, 8000 mètres cube d'eau par jour

Références.

1 - Utilization of diverse energy sources for saltwater desalination totaro Goto, water Re-use Promotion Center,

2 - Desalination of water using conveutional and nuclear energy, Technical Reports series No.24.
International atomic Energy Agency, vienna. 1964.

3 - The Dealting ABC's
Prepared pour O.K.Buros pour (International Desalination Association IDA) , 1990 .

4 -I.D.E's Aquaport Brochure, Fresh water from the sea .

5 - I.D.E Technologies LTD. December 1994. By zeev Zimeriman.

6 - D.Hoffman, Low temperature Distllation Plants-presented at the 9th Annual conference National water supply improvement ossociation, washington D.C. (1981).

7 - A.Ophir and A.Gendel
"The L.T MED process as an optinal......"
Presente au conference mondiale de IDA , Washig ton, D.C (1991)

8 - D.I. Dykstra "Sea water desalintion by the falling-film process" Chemical Engg. Progress, vol. 61, No.7. Jaly 1965.

9 - A.N. Rogers et " Desalination technology- Raport , Bechtel group, Inc, San Francisco, California (1983).

10- Thompson, T.G, and Nelson, K.H
Refrigeration Engr.. 62, 14-48, 90 July 1954.

11- Hendrickson, H.M. , and Moulton, R.W.
O.S.W. Res. and Dev. Prog. Report No.113 (July 1964).

12- Bosworth, C,M. and others
O.S.W Res. and Dev. prog. Report No. 32 (July 1959)

13- Borduhn A.J. " The freezing process ...."
First International symposium on water Desalination, washington, D.C. October, 1965.

14- Bosworth C.M and others .
" A 15.000 Gallon-per- Day freeze- Separation pilot plant." Advances in chemistry series No,27.
Americhs chemical society , washington D-C. 1960.

15- Lyman, J, Fleming, R.H. Marine Rasearch 3, 134-46 (1940).

16- Wiegandt, H.F. " Salin water conversion by freezing"
Advances in chemistry serres No 27.
American chemical soc. Washington, D.C. 1960.

17- Hammond R.P "Large Reacters May distill seawater economically" Nucleonics, vol, 20, no. 12, 1962, pp45-49.

18- Baron, S. " Economics of Reactors for power and desalination" Nucleonics, vol, 22, no.4, 1964.

19- Jebens, R.H. " Dual-purpose water and power production plants" office of saline water, April 7, 1964.

CHAPITRE IX

PROBLEMES PRATIQUES DE FONCTIONNEM ENT DES INSTALLATIONS DE DESSALEMENTS

257

INTRODUCTION

L'eau est classifiee selon son contenu de sel dans les categories suivantes:
L'eau fraiche avec un contenu de 500-1500 PPm
L'eau saumâtre dont le contenu de sel est égal 1500-25.000PPm
L'eau de mer au contenu de sel égal 1500-25.000PPm
L'eau de mer au contenu de sel 25.000-50.000PPm
La saumure dont le contenu de sel dépasse 50.000PPM
L'eau de mer contient plus de 450 éléments dissous. La table 5.1, indique les concentrations des éléments les plus communs.
La table (5.1) la concentration des éléments les plus communs dans l'eau de mer.

Eléments	CONCENTRATION PPM
Cl2	19361
Na	10768
Mg	1298
S	880
Cu	406
K	388
Br	66
B	4.6
I.3	
Al	1.0

L'eau douce ne représente qu'environ 1% de l'eau disponible dans le monde entier, tandis que l'eau saline représente plus de 97%. ainsi, le monde devient tous les jours, de plus en plus conscient la pénurie d'eau douce. Plusieurs pays, même parmi ceux qui semblaient particulièrement favorises par la nature, par exemple l'Egypte, est appele a controler son approviseonnement en eau dans les prochiannes annees, suit a l'accroissement de la population, ainsi qu'au développement du niveau de vie, et a l'intensification de la demande pour l'industrialisation. Ces facteurs, augmentent tous la consommation d'eau.

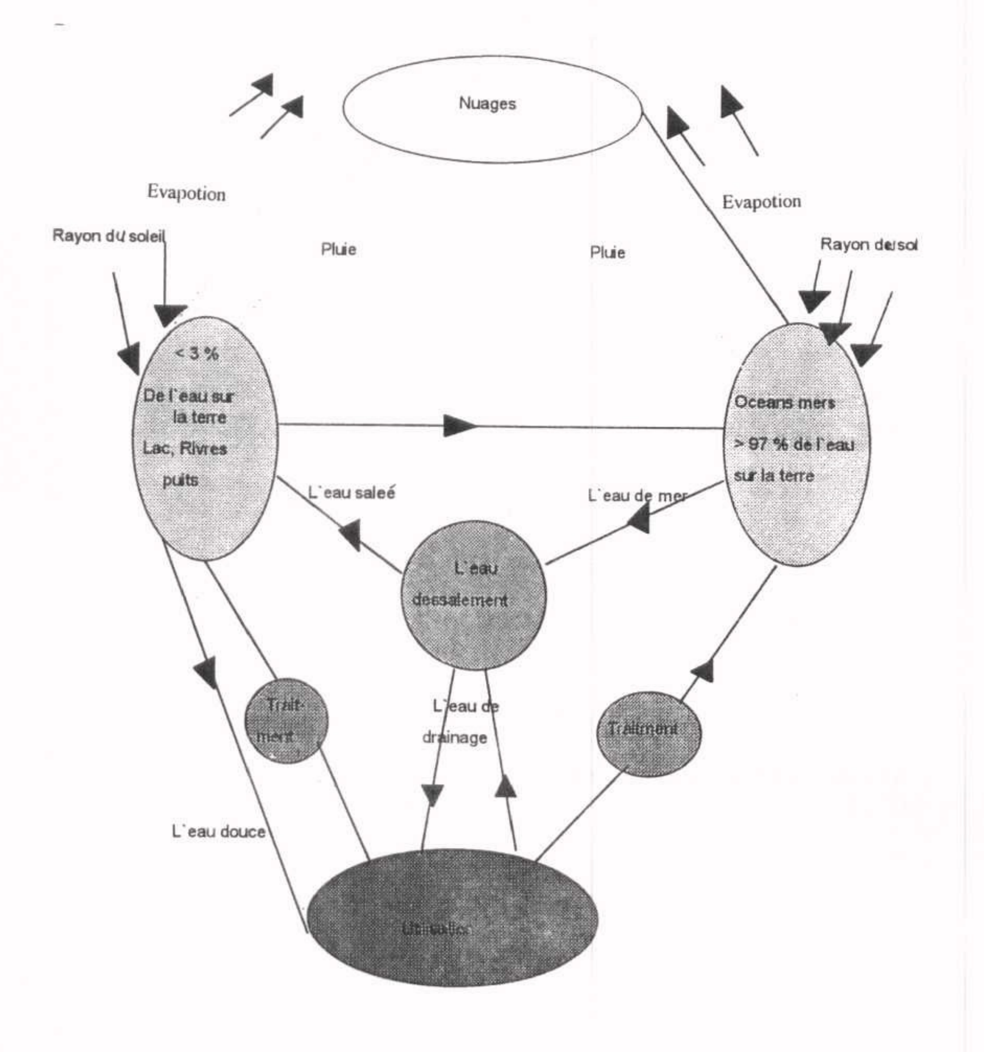


Figure 9.1 le cycie de l'eau dans l'univers

La figure (9.1) montre que le dessalement fait partie du cycle naturel de l'eau dans l'univers et il pourrait peu a peu devenir non seulement la meilleure façon mais aussi celle qui donne le plus d'espérance dans la production d'eau douce, Malgré ceci, le dessalement pour la production d'eau douce est encore limitée. "En 1990 L'Association Internationale de Dessalement indique que la capacité totale d'usines de dessalement dans la monde entier.
ne dépassait pas les 13.2 million m^3 /jour (1).
la distribution limitée de ce moyen de production d'eau douce jusqu'a maintenant, est due aux nombreux problèmes .dont nous discuterons deux :

I- la corrosion des métaux par l'eau de mer.

II- la formation de tartre par l'eau de mer.

9.1.1. la corrosion des métaux dans l'eau de mer :

Des mesures pratiques du potentiel des métaux et des alliages immerses dans une solution électrolyte, sont faites d'habitude contre une électrode de référence tel que l'électrode Calomel standard ou l'électrode argent standard. Ces potentiels sont organises en série galvanique, qui s'empilent pour prédire la tendance relative de la corrosion des métaux et des alliages, dans un environnent spécifique, tel que l'eau de mer. Un métal ou un alliage peut avoir des différents potentiels selon qu'il est actif ou passif. le fer, le chrome, le titanium, le nickel et les alliages les contenant sont des exemples.La passivation est généralement associée a l'agent intermédiaire oxydant (des potentiels élevés et positifs) et la formation de ce film protecteur oxydant. Une petite série galvanique basée sur le potentiel des métaux et des alliages dans l'eau de mer courante , avec une villosité de 2-3 m/s, est donne dans la table (2) :

Le Potentiel de Métaux et des Alliages L'eau mer

Métal / Alliage	Potentiel , Volt[b]
Anodique (Actif)	
Zinc	1.03
Aluminium	0.79
Mild steel	0.61
Alsl type 304 (actif)	0.53
Copper	0.36
Admiralty brass	0.29
90/10 Cu /Ni	0.22
Monel alloy 400	0.11
Alsl type 304 (passife)	0.08
Cathodic (passive)	

a. Vitesse de l'eau de mer, 2.3 m / sec (7.8 ft / sec).
b. Toutes les valeurs sont negatives par rapport a SCE .

Les surface supérieures du matériel sont en contact avec l'agent corrosif, lorsque un métal arrive a un état d'équilibre dans son agent corrosif et se corrode librement , il aura un potentiel corrosif ecorr., et une densité de courant corrosif Icorr entre l'étendue de l'anode et de la cathode.
Le potentiel de corrosion (Ecorr) peut être facilement mesure par expérience parce que c'est l' courant qui circule entre plusieurs petites étendues d'anode et de cathode sur la surface du métal .
Le courant- densité de corrosion peut être converti en un taux de corrosion en faisant usage de la loi de faraday :

$$Rc = 0.13 \quad icorr \quad M/D$$

ou :

Rc est le taux de corrosion en mils /yr (mpy) .
Icorr est le courant de densité en mA/cm2 .
M est le poids chimique équivalent du métal en gramme .
D'est la densité du métal en gramme /cm3 .

La corrosion peut affecter un métal de plusieurs façon et elle se reflète dans l'apparence du métal corrode .
Les formes les plus communes de la corrosion localisees , que l'on rencontre souvent dans des usines de dessalement sont illustrées dans Fig (9.2).

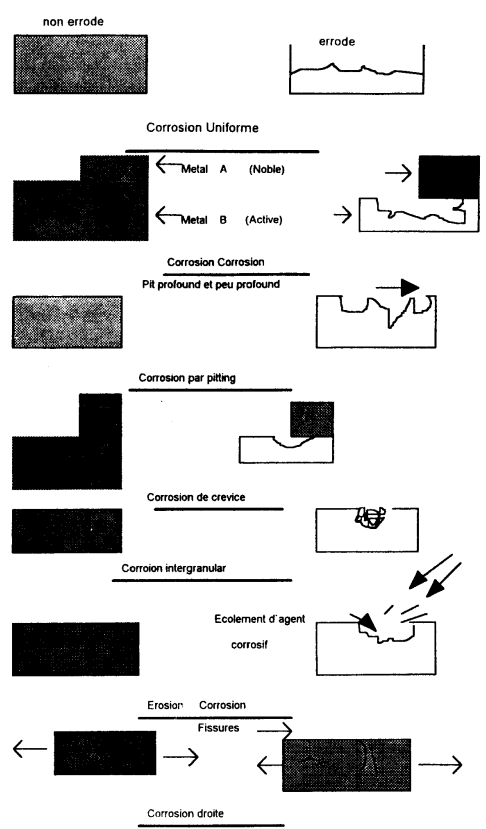


Figure 9.2 Les types de corrosion rencontres dans les usines de dessalement .

9.1.2 La corrosivite de L'eau de mer.

La corrosion aqueuse est un processus électrochimique, dans lequel le passage électrique du courant aura lieu de l'anode et arrivera a la cathode en traversant la solution. Dans le cas de l'acier, les ions ferreux pénètrent dans la solution a l'anode et de il y'aura un dépose d'hydrogène a la cathode (2.3).
L'eau très pure, a cause de sa haute résistivité, rend le passage du courant corrosif difficile. Car a la température ambiante, de l'eau très purifiée, sans oxygène dissout, n'est pas corrosive aux métaux tel que l'acier. L'addition du chlorite sodium a l'eau forme une solution qui a tendance a être corrosive a l'acier et aux autres métaux communs par contre, si la solution ne contient pas du chlorite, sa corrosivite peut ne pas être supérieure a celle de l'eau pure.

L'eau de mer contient , en surplus : du sulfate, du bicarbonate, du bromide et des ions de fluoride. Les bromides et les fluorides sont très corrosifs ; mais étant presentes en petites quantités, Leurs effets dans l'eau de mer sont probablement masques par le très haut contenu en chlore.
On s'attendait a ce que l'eau de mer soit corrosive car la solution est un bon électrolyte, elle contient de l'oxygene dissout qui promouvait l'attaque e.g. en réagissant avec de l'hydrogene naissante formée a la cathode - et elle contient une multitude de formes de vie organiques, certaines affectant la corrosion du métal. Les ions les plus importants dans une prise d'eau de mer étaient les suivants (4).

Table (9.3) : Les ions les plus important dans une prise d'eau mer.

Cations	Pour-cent	Anions	Pour-cent
Na +2	1.056	Cl -2	10898
Mg +2	0.127	SO4	0.265
Ca+	0.040	HCO3	0.014
K+	0.038	Br	0.0065
Sr	0.001	F	0.0001

Pour convenance, beaucoup de travail a été fait dans le laboratoire avec des solutions salines faites pour simuler l'eau de mer.
Le résultat de quelques expériences (5) concernant la corrosion de l'acier dans des solutions de chlorite de sodium sont données dans la Figure (5.3). Cette figure montre l'effet de la température sur la corrosion du fer, car des solutions saturées eu air et désaérées, contenant 30 grms par litre de NaCl pur dans de l'eau distillée deux fois. L'effet de l'oxygène qui accroît la solubilité de

l'exogène est très limité. C'est pour cette raison que les courbes deviennent les mêmes. Dans la portée de 10 C a 50 °C la corrosion augmente a un taux d'environ 5% °C .
Une telle dépendance de la température est aussi raportée par (6)

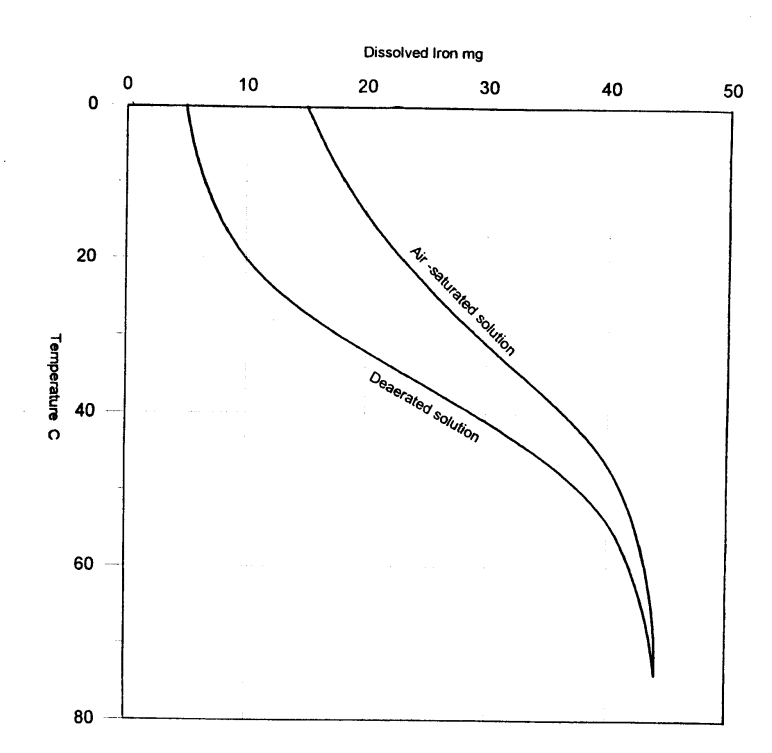


Figure (9.3) L'effet de la température et de l'aération sur la corrosion dur fer dans une solution de 3 % de chlorure sodium.

L'effet de la salinité sur le taux de corrosion est donne dans la figure (9.4). Il est évident qu'une petite variation de la salinité, dans les environs du contenu normal de 3.5% de l'eau de mer n'a aucun effet sur la solubilité de l'oxygène, et un d'effet limite sur le taux de corrosion.

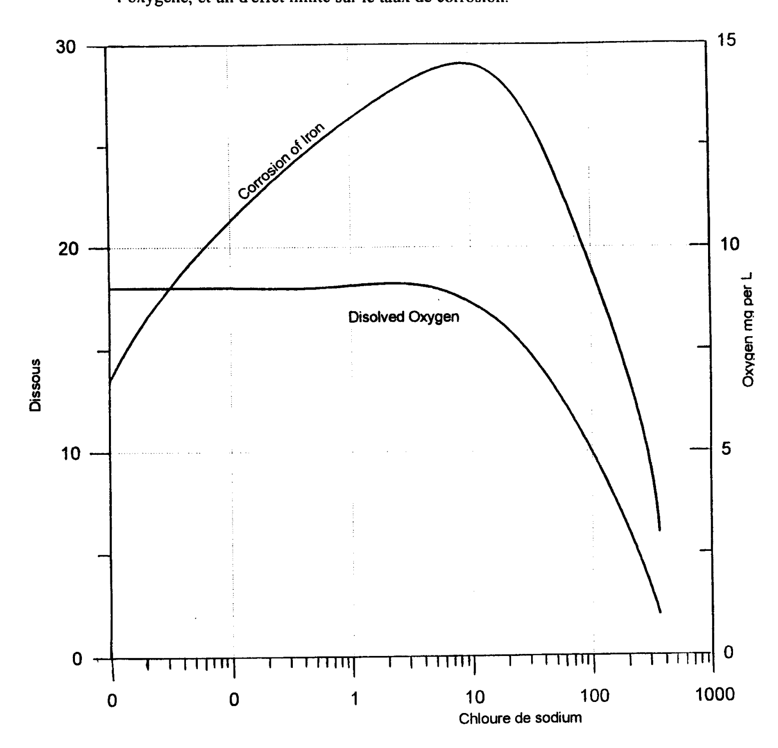


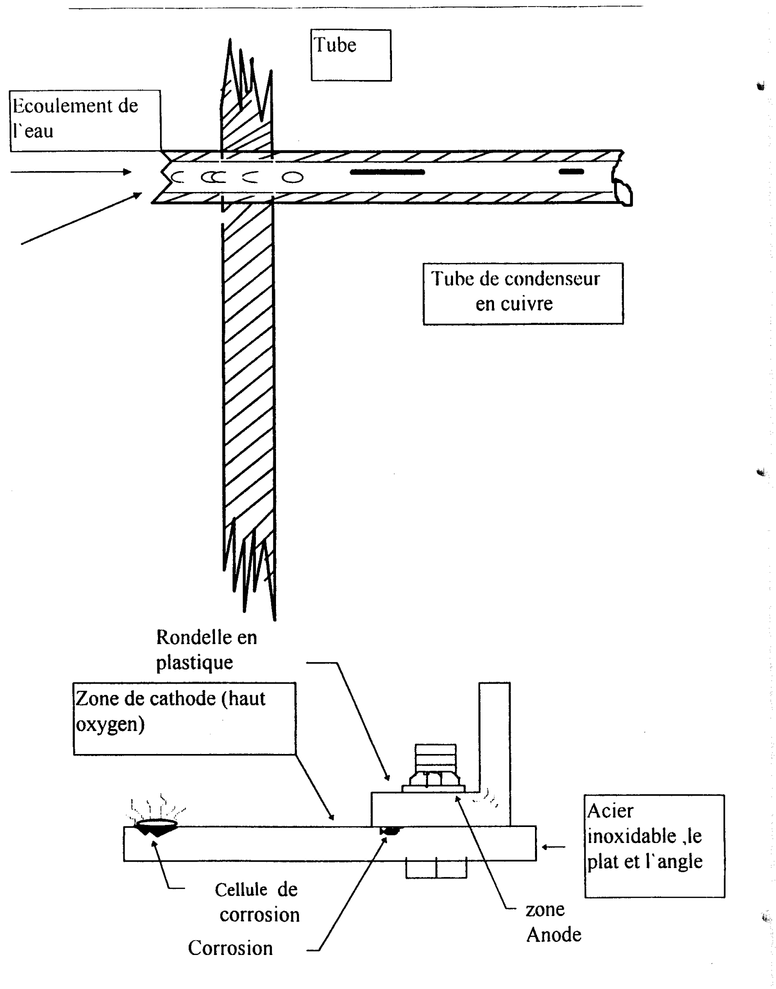
Figure (9.4) La variation de la corrosion comme une des fonctions de salinité a 25 °C

Beaucoup d'autres paramètres ont tendance a influencer la corrosion des métaux immerges dans l'eau de mer (7).
Une provision fraîche d'oxygène amenée a la surface du métal a tendance a promouvoir la réaction corrosive dans certains cas, et elle aide a former des films protecteurs désirés dans d'autres cas. Si une certaine vitesse critique. D'eau de mer courante est dépassée, ce film peut être ronge. La vitesse pour une résistance utile contre la corrosion est basse pour le cuivre, plus haute pour l'aluminium, les cuivre-nickels et aluminium bronze, et elle est haute pour les aciers inoxydables, Hast alloy C, et Titanium. Les films protecteurs sur métaux peuvent aussi être détruits et la corrosion accélérée en appliquant un jet a haute vitesse d'eau de mer sur la surface métallique. Les bouts pénétrants des tubes condenseurs sont souvent attaques. Fig. (9.5a).

Des tests sur jets ont été conçus pour classifier la susceptibilité des métaux a de tels jets. Une cellule corrosive est formée entre la premierie surface, directement sous le jet (anode) et la deuxieium surface contiguë (cathode).
Ces tests a jets donnent des informations plus corrctes si l'appareil est alimente par l'eau de mer naturelle. En général. La limite corrosion- fatigue d'un métal dans l'eau de mer est inférieure a celle dans l'eau pure. Des flexions répétées permettent a la corrosion de se faire aux plis dans la film protecteur ou le métal actif est expose.

Pour beaucoup de métaux, une attaque localisée peut être bien plus sérieuse aux endroits souilles (Figure 9.5 b).
Généralement, a une vélocité de .5 a .10 mètre par seconde ou plus, les ,métaux n'ont pas tendance a se souiller. Une fois que les organismes sont attaches durant un court-circuit ou un congé, il faudra de très hautes vélocités pour les déloger en les remettant en marche.
L'aération différentielle peut jouer un rôle important dans la production d'attaques accélérées sur les métaux dans l'eau de mer - per exemple, aux crevasses.

Les crevasses peuvent être formées par des organismes marins, lâchement attaches, par des débris, par accès restreint.


Tube
Ecoulement de l'eau
Tube de condenseur en cuivre
Rondelle en plastique
Zone de cathode (haut oxygen)
Acier inoxidable ,le plat et l'angle
Cellule de corrosion
zone Anode
Corrosion

9.1.3 LES METAUX EMPLOYES DANS L'EAU DE MER.

L'Acier.

L'acier s'emploie largement dans l'eau de mer, spécialement comme matériel structural. Il est aussi employé pour la tuyauterie pour résister a l'eau de mer.

Compare aux autres métaux, l'acier est un des matériaux les moins coûteux pour la construction. Le taux d'attaque corrosive pour les cas immerges est assez uniforme dans. L'eau de mer non - polluée et fait une moyenne d'environ 5 mils par an . Par contre, l'acier est souvent soumis a une attaque corrosive par l'eau de mer. L'attaque la plus profonde sur acier est donnée comme étant de 10 a 15 mil et on peut s'attendre a des creux d'environ 20 mils par an. Ceci résulte du fait que des couches de calcaire sert comme de larges cathodes aux petites espaces nu anodiques.
Les attaques de ces érosions creuses souvent diminuent avec l'exposition continue. Les résultats d'une exposition de 8 an sur les structures en acier dans l'eau de mer tropical sont donnes dans (8). On a trouve que des petits suppléments de cuivre ne changeaient pas le taux de corrosion de l'acier léger. Les aciers contenant 2-5 % de nickel étaient inférieurs a l'acier léger sur la base d'une attaque générale ou localisée. Les aciers contiennent de 3 a 5 % de chromium étaient plus résistants que l'acier léger durant les premières 3 années, mais ensuite se rongeaient bien plus que l'acier léger pendant cette période. L'acier léger est préférable pour immersion complète.

L'Aluminium et les alliages

Les expériences indiquent qu'en employant des méthodes de contrôle de corrosion adéquates, l'aluminium peut être employé pour toute une usine qui traite l'eau de mer. L'eau de mer pénétrant dans l'usine ne doit contenir aucun ion métallique, surtout le cuivre ou le nickel. Dans une tel l'usine il est essentiel, qu'aucun alliage a base de cuivre soit employé et que l'alliage galvanique aux autres métaux soit évité.

Les aciers inoxydables

Dans certaines circonstances, sous des conditions bien contrôlees, quelques degrés d'acier inoxydable ont bien servi dans l'eau de mer. Dans les services d'échange de chaleur, les aciers inoxydables peuvent être employés a des vitesse plus élevées que la majorité de métaux communs. Il y a aussi de même la possibilité que la fissure par corrosion puisse se faire. Ce phenomene devient beaucoup plus probable lorsque la température du métal est élevée. Tous les points qui sont soumis a une haute tension ou a des concentrations

L'acier inoxydable est aussi susceptible a la corrosion par crevasse et attaque de disposition. Des cellules d'aération différentielles, formées entre les parties stagnantes et celles qui sont bien aérées sur la surface du métal peu vent promouvoir une attaque rapide. Le type 316, contenant du molybdenum est plus résistent aux formations de creux. Par contre, une fois que le creux commence a se faire, le taux de pénétration peut être du même ordre que celui de l'alliage sans molybdenum. L'acier inoxydable en général, supporte mieux l'eau de mer polluée et l'eau saumâtre polluée que les alliages a base de cuivre.

MONEL

Monel fourni un usage étendu dans le maniement d'eau de mer. Il a donne un excellent service dans les échangeurs de chaleurs, la tuyauterie, des moteurs a pompe et toute fournitures en général. Monel a été employé dans la fabrication d'unités de distillation. Par expérience, la Marine en général, considère Monel comme un des meilleurs métaux pour le maniement de l'eau de mer.

DES ALLIAGES A BASE DE CUIVRE.

Il y a une vaste gamme d'alliages a base de cuivre qui ont bien servi dans l'eau de mer. Admiralty brass 7OCu-29Zn-lSn, avec un inhibiteur tel que l'arsenic, s'est vu amplement utilise comme tubes condenseurs dans des usines de base marine employant l'eau de mer pour refroidissement. Un autre alliage amplement utilise dans le refroidissement par eau est l'aluminium de laiton 76Cu-22Zn-2AL. Le contenu d'aluminium améliore la résistance a la vélocité et a l'empiétement. Le taux élevé du fer blanc, bronzes etc., 90Cu-10Sn- sont reconnus pour leur excellente longévité dans l'eau de mer comme tubes condenseurs.

Le simple cuivre n'est pas a conseille pour les usines d'eau de mer si la vélocité de l'eau est de loin supérieure a 1 mètre par seconde. Il est généralement reconnu que les Cupro-Nickel sont les matériaux les plus utiles dans les usines d'eau de mer.
L'alliage 90Cu-10N modifie avec 1.5% de fer est bien établi. Pour le maniement de l'eau de mer sale des expériences favorables ont été faites avec du Cupro-Nickel pour pompes et pour échangeurs de chaleur.

Letitanium

Contrairement aux autres métaux, le Titanium ne se creuse pas, n'est pas susceptible a la corrosion par tension, ne se corrode pas sous l'effet d'organismes de souillure sans jets ni formation de creux, aux vélocités qui s'attaquent aux alliages a base de cuivre. Il n'est pas susceptible a l'assaut de sulfite dans l'eau de mer contaminée. Le titanium et ses alliages est reconnu

pour être moins susceptible au dépôt minéral dans l'eau de mer, que la plupart des autres métaux. Bien que sa conductivité thermale soit basse, son efficacité en prenant plein avantage des hautes vélocités permises - peut être supérieure qu 'avec le matériel employé en ce moment dans les applications d'eau de mer, entraînant un haut taux de transfert de chaleur.

9.1.4 La Prévention de la corrosion.

La corrosion peut être prévenue en appliquant au moins un des moyens suivants :

a) Sélection du matériel.
b) Modification de l'environnement.
c) Des inhibiteurs.
d) Le modèle.
e) Protection cathodique.
f) Protection anodique.
g) Enduire.

a) Sélection du matériel

A-La sélection du matériel:

C'est la façon la plus habituelle pour prévenir la corrosion. Dans la sélection du matériel métallique. il y a plusieurs combinaisons de métaux. En général, ces combinaisons représentent le maximum de résistance a la corrosion pour le minimum de frais.

parmi ces combinaisons naturelles on peut citer :

- Acier inoxydable - acide nitrique.
- Nickel et alliages du nickel - caustique.
- Hastellys - acide hydrochlorique chaud.
- Plomb - acide sulfurique dilue.
- Aluminium - exposition atmosphérique non-tachante.
- Etain - eau distillée.
- Titanium - de fortes solutions oxydantes chaudes.
- Tantalum - résistance ultime.
- Acier - acide sulfurique concentre.

b) Modification de L'environnement.

La modification de l'environnement nous donne un moyen éclectique pour réduire la corrosion. Des changements typiques des moyens qui sont souvent employés sont :

- Baisser la température.
- Diminuer la vélocité.
- Enlever l'oxygène.
- Changer la concentration.

ci-dessus est forcée dans le sens inverse. il y aura ainsi une réduction de l'oxydation.

Une des techniques de protection cathodique emploie un couple galvanique: le métal que l'on veut protéger est branche électriquement a un autre métal qui réagit mieux dans un environnement particulier. Ce dernier subit l oxydation, et en perdant ses électrons protégé le premier métal de la corrosion. Le métal oxyde est souvent appelle l'anode scarifiée. Le magnésium et le zinc sont souvent employés dans cette technique parcequ'ils sont anodique de la série galvanique. Cette forme de protection galvanique pour les structures enterrées dans la terre, est illustrée dans la figure (9.6a).

Dans une autre méthode de protection cathodique, la source d'électrons se compose d'un courant d'une source génératrice externe, comme elle est représente dans la figure (9.6b) pour un réservoir souterrain. La borne négative de la source génératrice est branchée a la structure qu on doit protéger. L'autre borne est attachée a une anode inerte (souvent en graphite)qui est enterrée dans ce cas dans la sol. Le matériel a haute conductivité (backfill) fourni un bon contact électrique entre l'anode et la terre qui l'entoure. Un passage de courant existe entre la cathode et l'anode a travers la terre, complétant ainsi le circuit électrique.

La protection cathodique par l'accouplement galvanique au magnésium est aussi représente dans la figure (9.6c). Le magnésium est anodique par rapport a l'acier et corrode de manière préférentielle quand on l'accouple galvaniquement. L'anode dans ce cas s'appelle une anode sacrificatoire.

La protection cathodique est spécialement utile pour prévenir la corrosion des chauffe-bains, les réservoirs et les tuyaux souterrains, et l'équipement marin. Dans la protection cathodique,les courants protecteurs sont généralement déterminés par expérience. Des ajustement par essais et erreurs de la taille de l'anode, ou du courant applique peuvent être faits jusqu a l'obtention d'une protection satisfaisante qui prend moins de temps et qui permet de mesurer le potentiel de la structure protégée avec une électrode de référence convenable. Les structures eu acier expose aux sols, a l'eau pure et saumâtre, et a l'eau de mer sont protégées si elles sont polarisées a un potentiel de 0.85 volt contre une électrode de référence de sulfate cuivre/cuivre. Les valeurs des densités de courant désirés pour la protection cathodique de l'acier lorsque l'environnement corrosif est l'eau pure. l'eau pure chaude et l'eau de mer, furent de 5-10.1-3.et 6-8 ma/ft successivement.

-Figure 9.6 Différentes applications de protection cathodique -a
-Figure 9.6 -b
-Figure 9.6 -c

Rectifier
Reservoir
anode

Revêtement en cuivre
Courant
Acier pipe
Mg anode

Figure (9.5b) Protection cathodique d'un reservoir sousterain

Figure (9.5a) Protection d'un pipeline sousterrain avec anode Mg

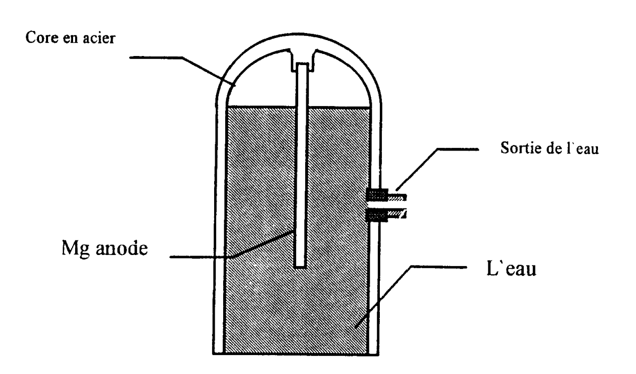


Figure (9.6c) Protection cathodique d'un reservoir domestique de l'eau chaude (sacrificial anode)

f- PROTECTION ANODIQUE

Lorsqu'un courant passe entre les sites cathodiques et anodiques du métal corrosif le potentiel des deux sites changent .et en conséquence le potentiel du métal change. Ce changement se nomme "polarisation". Il affecte le taux de corrosion. Il y'a deux genres de polarisation; polarisation d'activation et polarisation de concentration.

La polarisation de concentration aura lieu durant la corrosion des métaux dans les solutions d'acides concentrées. La polarisation de concentration se réfère aux réactions électrochimiques qui sont comportées par diffusion dans l'electrolyte. Celui-ci aura lieu durant les processus de corrosion dans les electrolytes de basse concentrations d'espèces réductibles, tel que l'oxygène dans l'eau aérée, ou l'ion d'hydrogène dans les acides dilues.

Les métaux résistants ou les alliages qui ont un taux de corrosion négligeable ou qui ne sont pas corrosifs se disent passifs. La passivation d'un métal a réaction peut être accomplie par la création artificielle de son état passif sur sa surface.

Les métaux qui montrent une passivité sont .le fer le chromium, le nickel, le titanium et les alliages de ces métaux. La condition passive de ces métaux est promu dans l'électrolyte des agents oxydants, tel que l'acide citrique, mais les ions d'halide tendent a empêcher la passivation.

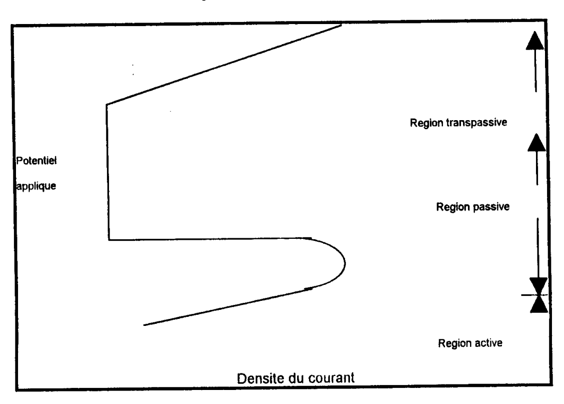


Figure 9.7 une courbe de polarisation anodique, montre les régions de corrosions

Lorsqu'une surface passive a été produite, on peut souvent la maintenir par des conditions moins stringentes que celles pour la produire.

Le comportement électrochimique typique d' un métal qui est soumis a une transition est manifeste par la courbe de polarisation anodique du métal. Une courbe anodique de polarisation idéale est montre dans la figure (5.7) Près du potentiel de corrosion le métal se dissout a un taux qui augmente avec une densité de courant croissante, a mesure que le potentiel sont élevé a une valeur a laquelle la densité du courant décroît brusquement, en indiquant le début de la région passive. Dans cette région, l'accroissement du potentiel ne change pas la condition passive jusqu a ce qu'un haut potentiel soit atteint . A ce moment l'évolution d'oxygène commence, et le métal se dissout plus rapidement.

Les caractéristiques de la polarisation anodique du métal ont été employées pour développer la technique de protection anodique. Le but principal de la protection anodique est de diminuer le taux de corrosion du métal par une polarisation anodique contrôlée -qui fait naître la passivité, notamment la formation d'un film protecteur sur la surface métallique, par un courant anodique applique a l extérieur.
Puisque le potentiel est le facteur critique dans la protection anodique, une électrode de référence et un potentiel état sont requis pour maintenir le potentiel voulu automatiquement, en augmentant le courant anodique applique. La densité du premier courant anodique voulu pour initier la protection peut être assez élevée, dans la portée de plusieurs A/cm2/mais une fois que la passivité sera établie, la densité du courant nécessaire pour maintenir l'état passif peut être, très basse, dans la région de plusieurs A/cm2.

g) Les revêtements.

Une variété de revêtements protecteurs est déposée pour usage d'acier dans l'eau de mer. Une assez fine couche de matériaux métalliques et inorganiques peut donner une barrière satisfaisante entre le métal et son environnement .La fonction principale de ces enduits (a part les enduits sacrificiels comme le zinc) est de fournir une barrière efficace. Les enduits métalliques qui sont opposés par electro-deposition, vaporisent les flammes, favorise le revêtement, et la déposition de vapeur. Les inorganiques sont appliques aux formes en aspergeant, par diffusion ou conversion chimique.
L'aspersion est généralement suivie par baking ou a des températures élevées .Les enduits métalliques en général font voir quelques forcing tandis que les inorganiques sont cassants. Dans les deux cas, une barrière complète doit se faire. La porosité ou les autres défauts donnent lieu a une attaque localisée accélérée sur la base métallique a des effets de deux métaux.

9.2 La formation de couche de calcaire Par L'eau de mer :

Lorsque l'eau de mer sera chauffée (9), les éléments qui forment le dépôts sont sursatures. Les cristaux de tartre sont de poses au point ou la température est au plus haut, , qui pourrait être la surface du métal a travers laquelle la chaleur est introduite.

Le tartre est défini par webstere comme étant une incrustation dure déposée sur la surface intérieure d'un récipient dans lequel l'eau est chauffée. Dans le sens le plus restreint de l'ingénieur - chimiste, le vraie tartre est défini (10) comme étant un dépôt forme par précipitation de la solution d'une substance qui a une solubilité qui diminue avec l'augmentation de la température. Selon cette définition, la solubilité d'un matériel qui forme du dépôt , est a son plus bas sur une surface chauffée et le dépôt se fera le plus probablement sur cette surface. Dans un évaporateur la surface chauffée est celle a travers laquelle la chaleur requise pour l'évaporation est transmise. Lorsque l'eau de mer est chauffée, ses éléments qui former le tartre ont tendance a devenir sursatures. Les cristaux de dépôt seront déposes au point le plus haut de température qui pourrait être la surface métallique a travers laquelle la chaleur est introduite. Un dépôt de tartre formera une couche isolante sur cette surface qui gène le flot de la chaleur donnant lieu a une réduction de la capacité ou de l'efficacité ou des deux. la formation de tartre a été reconnue depuis long temps comme un problème mais la cause de sa formation et les moyens de la prévenir n'ont pas toujours été parfaitement compris.

9.2.1. La source de dépôt calcaire :

Le tartre comme il se forme dans les usines de dessalement d'eau , peut se définir comme étant un dépôt formée par précipitation de la solution d'une substance qui a une solubilité qui diminue lorsque la température augments (10). Le tartre est forme par du carbonate de calcium, de l'hydroxyde de magnésium ou de sulfate de calcium. Quelques éléments souillants tel que l'hydroxyde de fer et le silica ont été observées mais ils sont de moindre importance. Les carbonates de calcium sont formes par la décomposition thermal du bicarbonate de calcium dans les présence de l'eau de mer. Lorsque l'eau de mer est chauffée a 70 °C, une quantité suffisante de bicarbonate de calcium est décomposée et une quantité assez importante l'oxyde de carbone forme s'échappe de la solution pour arriver a un état de contenu de calcium de carbonate et de HH de la solution ou la sursaturation existe et la carbonate de calcium est précipitante dans la partie la plus chaude du système . A mesure que la saumure est chauffée, plus de dioxyde de carbone elle se libère et la saumure devient plus de base et permet la formation de dépôt calcaire d'hydroxyde de magnésium.

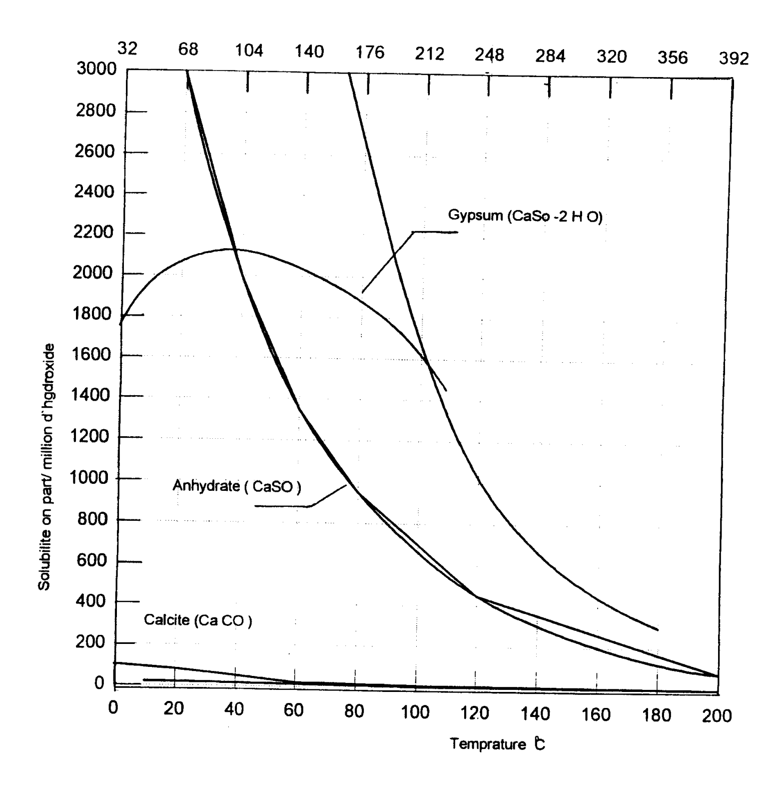


Figure 9.8 courbes de solubilité des composantes de dépôt calcaire.

A des tempèratures au-dessus de 90 °C et avec un taux ≥ 8.3 dans la saumure chaude, le tartre d'hydroxyde de magnésium est forme rapidement. Cette condition est atteinte facilement dans une usines a tubes submerges mais

rarement atteinte dans une usine a multiples étapes de flash, a des températures au-dessous de 120 °C. Donc, la plupart du tartre qu'on trouve dans une usine a multiples étapes de flash opérant au-dessous de 120 °C est de carbonate de calcium (1). L'effet de la température sur la solubilité des trois composantes de tartreuse dans des solutions de chlorite de sodium est montre dans la figure (5.8).

9.2.2 Le potentiel de la formation de couche de calcaire :

Le potentiel de tartre est habituellement considéré comme étant la quantité de l'ingrédient de tartre pénétrant en solution a l'entrée, moins, la quantité qui pourrait être emportée dans la solution, a un état d'équilibré, dans le rejet de cette partie du système ou les conditions sont les plus sévères. En conséquence, deux techniques de type distincts de prévention de tartare sont possibles :

- Celle qui réduit le potentiel de la quantité de tarte qui pourrait se former par le rendement d'un total donne du produit.

- et celle qui réduit le pourcentage de tartare potentiel qui se forme sur les surfaces chauffantes.

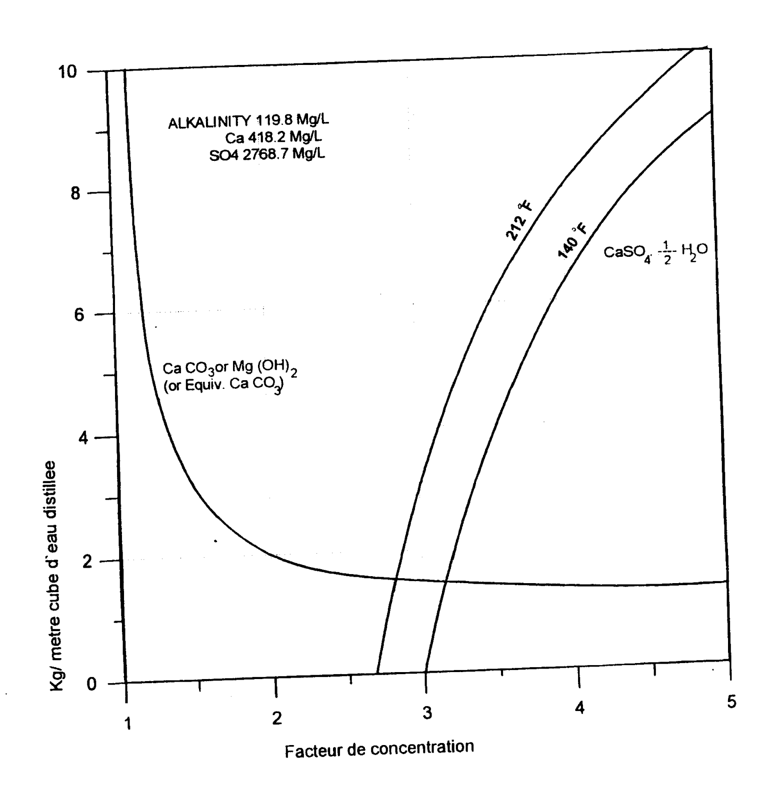
L'application de cette définition a l'évaporation de l'eau de mer est difficile. Les 3 grandes composantes de tarte d'eau de mer sont le carbonate de calcium. L'hydroxide de magnésium et la sulfate de calcium. La quantité totale de tartre de carbonate de calcium plus l'hydroxyde de magnésium qui peut se former est équivalente au contenu de l'eau de mer départ, moins la quantité de gaz d'acide carbonique qui n'est pas perdue par évaporation, ou qui en été perdue moins remplacée par un autre acide (12)

Le tartre de sulfate de calcium peut déposer 3 formes cristallines - Le gypsum, l'hemihydrate, et l'anhydrite - chacune ayant une propre solubilité.

L'anhydrite serait la seule phase stable a l'equilibrium, mais la forme que l'on rencontre généralement est celle de l'hemihydrate. Le potentiel de tartre de sulfate de calcium peut donner deux définitions selon la phase solide qu'on considéré. La phase meta - stable hemihydrate est généralement utilisée a moins que le ne soit spécifiée autrement.

La sulfate de calcium n'arrive au point de saturation que lorsque l'eau mer a été concentrée plusieurs fois. Donc. il est possible de produire de l'eau distillée a condition qu'il n'y a aucun potentiel de tartre de sulfate de calcium. Cependant, comme il a été mentionné ci-dessus, tout carbonate de calcium et hydroxyde de magnésium, peut former du tartre a l'entrée de l'eau de mer. Par conséquent, la quantité de ce genre de tartre qui peut se former pour une quantité donnée d'eau distille sera réduite le mesuré que l'eau distillée pour une quantité spécifique d'eau de mer est augmenté. Ceci est montrée dans la figure (5.9) qui se base sur les données de (13). La figure se base sur une

alimentation non traitée d'eau de mer normal ayant une alcalinité totale de 119.8 mg/L et un contenu de sulfate de calcium de 1280 mg / L.



Le facteur concentration

(9.9) Le dépôt potentiel d'une concentration normale d'eau de mer.

c) Inhibiteurs.

Les inhibiteurs sont des substances qui, lorsqu'elle sont ajoutees a l'environnement a concentrations relativement basses, diminuent sa corossivite. Evidement, l'inhibiteur spécifique dépend de l'environnement corrosif.
Il y a plusieurs mécanismes qui expliquent l'efficacité des inhibiteurs. Quelques uns renaissent et ensuite éliminent une espèce active chimiquement dans la solution (tel que l'oxygène dissout). D'autres molécules inhibitrices s'attachent a la surface corrosive et se mêlent avec l'oxydation ou la réaction réductrice, ou encore forment une très fine couche protectrice. Les inhibiteurs sont normalement utilises dans des systèmes clos tel que les radiateurs d'automobiles et les chaudières a vapeur.

d) La conception.

La considération du modèle est souvent plus importante que le matériel sélectionné. Il y a beaucoup de règles concernant le modèle qui devraient être suivi:
-Souder les réservoirs et les autres récipients au lieu de les fixer .Les jointures fixées engendrent la formation de creux corrosifs.
-Il faut que le modèle du réservoir et des autres récipients soient conçux de facne a faciliter le drainage et le nettoyage.
- Faire le schema des systèmes pour que le remplacement des elements sensibles a la corrosion soit fait facilement .
-Eviter les tensions mécaniques excessives et de se concentrer sur les pièces exposées a un milieu corrosif.
-Eviter le contact électrique entre métaux dissemblables pour prévenir la corrosion galvanique.
-Eviter les endroits chauds durant les opérations de transfert de chaleur.
-Etant donne que la corrosion est une action pénétrante, il est nécessaire de faire le compte de cette réduction en épaisseur ,en faisant les schemas les tuyaux , les réservoirs et les autres composants.

e) La protection cathodique :

Un des moyens les plus efficaces pour prévenir la corrosion est la protection cathodique. On peut l'employer pour toute sorte de corrosion et dans certains cas,ou peut arreter complètement la corrosion. L'oxydation, ou la corrosion d' un métal "M", a lieu selon l équation;

M--------->M + ne

La protection cathodique permet de fournir, par une source externe ,des électrons au métal que l'on veut protéger, en le rendant cathodique; la réaction

9.2.3. Les moyens pour réduire le potentiel de couche de calcaire:

La quantité de tartre potentiel peut être réduite en traitant l'alimentation pour éliminer une partie ou toute la composante qui forme le tartre, ou en opérant de telle façon que l'on peut emporter en plus de la composante de tartre dans la solution. Les moyens permettants de réduire le potentiel de dépôt de cette façon sont plutôt limites, spécialement lorsqu'ils sont appliques a l'eau de mer en augmentant le taux de blowdown a premier vue. serait une possibilité. évidente. Ceci peut être effective pour la sulfate de calcium, mais il n'est possible pour le carbone de calcium et l'hydroxyde de magnésium, comme on le voit sur la figure (5.8) puisque plus de blowdown exige plus d'alimentation par gallon de solution distillée. Le seul autre procède qui a été mis a L'essai ou suggère,, c'est le chelation (12).

Ceci est Comme l'addition d'un matériel organique, tel que l'acide.. (EDTA), a l'évaporateur.. Le EDTA lie les ions de magnésium et de calcium dans un complexe soluble qui les enlevé en effet de la solution pour qu'ils ne puissent pas former ce précipite de tartre.

Les moyens pour traiter l'alimentation plutôt que le blowdown / pour réduire la potentiel de tartare, sont beaucoup plus nombreux et pratiques. La plupart des procèdes impliquant le traitement de l'alimentation agissent par précipitation de la composante du tartre avant qu'il ne se mette en contact avec la surface chauffante. La précipitation peut être enlevée ou pas, avant que l'alimentation n'entre dans l'évaporateur. Dans ce dernier, les matières solides alimentées au vaporisateur ne peuvent pas former du vrai tartre puisque ceci implique la prestation de la solution directement sur les surfaces chauffantes.

Les moyens qui ont été employés dans diverses industries, ou qui ont été proposes pour l'évaporation de l'eau de mer, comportent les suivantes :

a - Le traitement chimique pour précipiter comme composante indissoluble un des ions formant la composante de tarte.
b - Le préchauffage par injection de vapeur directe pour réduire la solubilité de la composante de tartre.
c- Le mixage du blowdown avec l'alimentation cru pour former une alimentation vaporeuse dans laquelle la solubilité de la composant de tartre est si basse qu'une partie sera précipitée.
d - Le chauffage et l'aération de l'alimentation pour chasser l'oxyde de carbone et augmenter le PO et précipiter la composante de tartre.
e - L'injection d'acide pour remplacer une partie, ou tout l'oxyde de carbone, pour que la perte d'oxyde de carbone pendant l'évaporation n'augmente pas le PH a sa pointe.

9.2.4 . Les moyens de prévention de la formation de couche de calcaire .

Dans plusieurs cas il est impossible ou pas pratique d'éliminer toute formation de tartre du système. Les moyens de prévention que la formation de tartre ne soit déposée sur la surface chauffante peuvent être classifiées en deux groupes :

a - Le bolowdown sursature .

Dans le premier cas, le blowdown n'aurait pas la possibilité d'atteindre l'équilibre et serait plus ou moins sursature . (s'il ne l'était pas il n'y aurait pas de "tartre potentiel " l'opération doit si être contrôlée pour prévenir que la sursaturation ne devienne si élevée que la déposition se fasse dans le temps limite ou la solution se trouve dans l'évaporateur. On peut faire ceci en diminuant le temps de séjour dans l'évaporateur.

Des expériences sur l'eau de mer (13) montrent qu'il faut un temps considérable pour que le carbone de calcium commence a faire des dépôts , parfois autant que 60 minutes a 10 C. Egalement, l'evolution d'oxyde de carbone se fait assez lentement ainsi que l'augmentation de PH due a l'evaolution de l'oxyde de carbone est réduite par des périodes de séjour raccourcis , et ceci réduit la sursaturation du blowdown par rapport au carbone de calcium et L'hydroxyde de magnésium. Le taux de perte d'oxyde de carbone est aussi réduit par des opérations a des basses températures. Ainsi , l'évaporation a basse température devrait réduire la tendance de former du tartre dans les évaporateurs d'eau de mer.

La sursaturation atteinte peut, dans certains cas, être influencée par certains additifs Les principaux additifs d'usage courants, sont les phosphates. Le succès dans l'usage des phosphates dans le traitement municipal d'eau, a encourage plusieurs essais de l'emploi dans l'eau de mer distillée Des concentrations de 2 PPm de phosphates seulement étaient capables de prévenir la précipitation par autant que 600 ppm de carbone de calcium en excès de la solubilité normale .

b - La précipitation Loin de la surface chauffante :

Si L'on doit permettre au tartre potentiel de se déposer sur la surface chauffante en fournissant une autre surface , plus grande et plus favorable a la déposition. Des graines de cristaux de l'ingrédient qui forme le tartre, donnent la surface la plus favorable ou la déposition peut dans plusieurs industries tel que le traitement de l'eau, la génération de vapeur , et la production de sel.

L'usage de graines a le même effet que la réduction de sursaturation de la solution au dessous de celle requise pour initier la cristallisation sur la surface chauffante.

Malgré que l'application de telles méthodes de graines pour prévenir le tartre dans les évaporateurs a réussi, . il n'y a pratiquement aucune donnée

quantitative sur les conditions requises. L'application des méthodes de graines.

Pour la prévention de tartre dans les évaporateurs d'eau de mer il a été tente au laboratoire et dans une usine d'essai (12 , 13)

Une autre façon, moins directe, est d'appliquer la méthode des graines pour la prévention du tartre. On appelle " la méthode de stabilisation par contact". développée par (13) pour l'emploie dans les évaporateurs d'eau de mer.

Les graines de substances étrangères sont parfois presque plus efficaces que celles des ingrédients de tartre. Une fois que la précipitation se fait sur ces graines, elles deviennent virtuellement les graines de l'ingrédient de tartre. Un autre avantage des graines étrangères s'est qu'elles peuvent souvent être introduites en grand nombre de très petites particules. Ensuite, la quantité limitée de l'ingrédient de tartre, lorsqu'il est déposé sur ces particules, ne peut pas les grandir de façon à former rapidement un dépôt, et il devient inefficace.

9.2.5 . Les moyens pour enlever les dépôts calcaires :

Si on doit permettre au tartre de se former, on peut utiliser des divers traitements ou méthodes opérations pour aider a l'enlever durant l'opération. Quelques unes exigent qu'on ajoute un produit chimique pour modifier le dépôt de tartre, tandis que d'autres exigent un modèle spécial d'équipements pour le traitement d'élimination du tartre a des fréquentes intervalles. Les importants techniques pour l'élimination du tartre sont résumées ci-dessous.

a - La modification du dépôt calcaire

Le matériel absorbe a la surface d'un cristal va généralement inhiber la croissance de ce cristal et réduire l'adhérence de ce cristal a des pareils cristaux. Ceci est particulièrement un vrai matériel organique, et il est a la base de plusieurs composantes propres aux chaudières. Ces matériaux organiques se mêlent au tartre et l'affaiblissent suffisamment pour qu'il s'écaille et tombe durant l'opération. L'amidon est le matériel employé le plus souvent dans la distillation de l'eau de mer et une des composantes standards du complexe de la chaudière marine (14).

b - L'Elimination continuelle des dépôts calcaire:

Le maintien d'une surface chauffante propre, par l'élimination continuelle des dépôts de tartre, implique des méthodes de construction qui sont peu pratiques, ou des conditions d'opération stringentes. Parmi les méthodes qui ont été essayées sont les surfaces chauffants, des évaporateurs

bâtis avec des racleurs, et le passage de particules abrasives sur la surface chauffante.

Dans les systèmes il y a, de très grandes balles de polyethane qui passe est à travers le système, élevant la couche souillante par fortement.

La souillure et les dépôts, dans la tuyauterie. sont parmi les causes principales de la formation de corrosion. Les parois bouchées des tuyaux et des tuyaux condenseurs, affaiblissent la fonction du système de nettoyage de ces derniers, et causent aussi l'érosion et des creux par corrosion dans les environs des parties plus étroites. Les problèmes peuvent être prévenues par un bon système de nettoyage des condenseurs , ainsi qu'un système moniteur de ces condenseurs.

A partir de 1953 il y a eu le système taprogge de nettoyage des tuyaux en utilisant des balles de caoutchouc éponge, et depuis 1963 le système manuel par brosses, comme agents de nettoyage. Dans les deux processus les tuyaux sont nettoyés durant le fonctionnement de l'usine.

Dans les années 1950, les balles de nettoyage furent faites a partir de tapis éponge caoutchouc, ou elles sont coupées, broyées en balles, ou même coupées au ciseaux. Ces balles de nettoyage, faites de caoutchouc naturel, ont une bonne durée de vie, et peuvent être facile ment réajustées aux demandes nécessaires au fonctionnement par de modification, par exemple, le poids, l'addition d'agents polisseurs. Aujourd'hui ces balles sont fabriquées en masse dans une usine spécialisée en caoutchouc. Chaque balle est testée pour son élasticité et son diamètre pour être sur qu'elle ne sera pas coincée dans les tuyaux. Ces balles faites de caoutchouc naturel ont l'avantage de se détacher seules, en plus, par exemple si, une balle se coince dans un tuyau avec une particule, elle se détacherait a des différences de tension inférieure et 4 semaines plus tard, les balles réduiraient leur pression de contact a la paroi du tuyau.



ponge rubber balls, type S 100
r temperatures up to 80° C



Sponge rubber balls, type S 200
for temperatures up to 140° C



Totally coated carborundum balls, type L
especially suited for longitudinally welded
titanium and stainless steel tubes

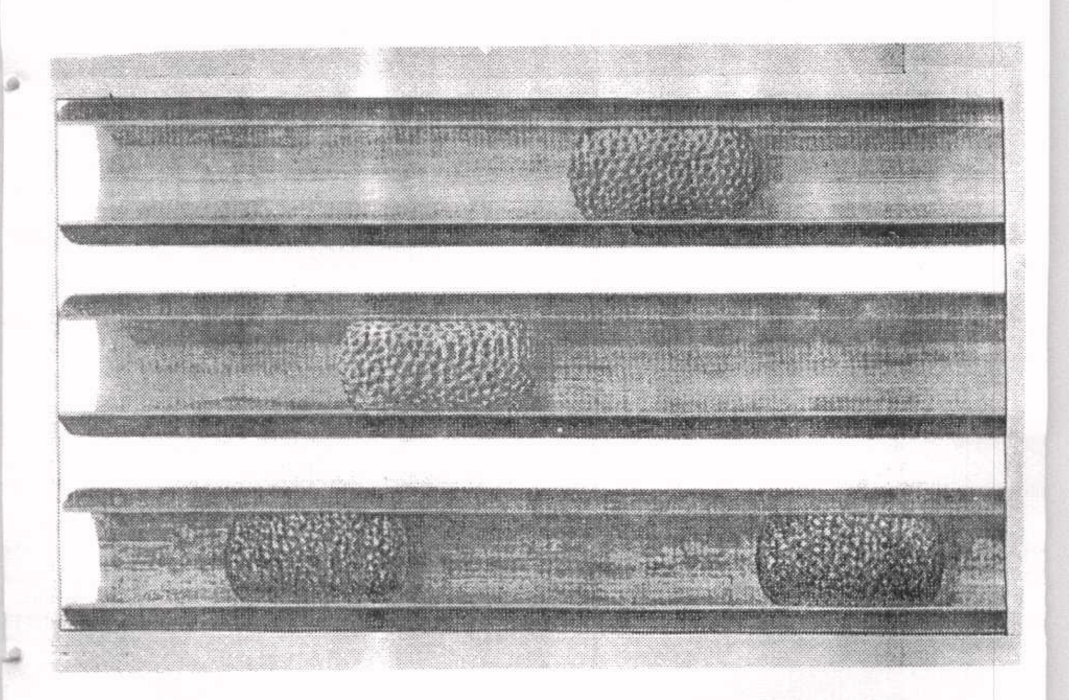
Figure 9.10, montre quelques balles, ordinairement utilises dans le nettoyage des tuyaux dans les usines de desalinisation.

Les critères pour la détermination du type de balles par ordinateur, la dureté. La fréquence et la durée de nettoyage du diamètre sont : la conductivité d'eau, le contenu de chlorite, le contenu de matière solide en suspension, le taux en calcaire de l'eau la température, la tendance a se boucher, les conditions du site, le matériel des tuyaux, la formation du film protecteur, la corrosion, la souillure et la vitesse du fluide dans les tuyaux.

Le diamètre nominal des balles (et la vitesse d'eau dans les tuyaux) dépend du diamètre intérieur des tuyaux. La grandeur des balles en excès du diamètre intérieur des tuyaux par 1 - 3 mm figure (5.10) illustre le processus du nettoyage de tuyaux par balles. La dureté des balles est déterminée par la disponibilité d'une baisse de pression a travers les tuyaux, la vitesse de l'eau a travers la section passoire, et la distance des barres écrans.

Les méthodes établies pour l`acier inoxydable et les tuyaux en titanium ont donne une fréquence de nettoyage par moyenne de 12 balles heure et tuyaux .

Fig. (9.11) Nettoyage de tuyaux par balles.



- Le nettoyage intermittent de dépôt calcaire .

Certaines méthodes ont été de développées pour le nettoyage de tartre pouvant être utilisées a des intervalles si fréquents que l'épaisseur n'est jamais suffisant pour affecter sérieusement le transfert de chaleur. Trois méthodes ont été mises en pratique. L'une est l'injection intermittente d'un acide pour le traitement d'eau de mer calme. Cette méthode a un avantage relatif a l'usage continu d'injections d'acide, du fait que la consommation d'acide est fortement réduite. Si l'acide citrique est employé, l'économie est appréciable, mais négligeable si l'acide n'est pas coûteux , tel que l'acide sulfurique.

Une autre méthode est celle du choc froid pour tordre la surface chauffante et écailler le tarte. Les surfaces chauffantes susceptibles a cette torsion sont des plaques plates, des tuyaux ovales, des tuyaux plies et replies. Le choc froid enlevé une partie du tartre , mais pas la totalité (16).

La troisième méthode intermittente pour le détartrage fut développé pour l'évaporation des déchets de liqueur et utiliser a surface chauffante réversible. La chaufferette est faite par des plaques plates et elle est branchée par des valves convenables pour que chaque cote condense la vapeur pendant la moite du temps et chauffe le liqueur détartrant pendant l'autre moitié du temps. Le tartre se forme sur une surface durant le temps ou il est exposée a la liqueur et ensuite il est dissout par la vapeur condensante au revers.

9.2.6 . Les méthodes de nettoyage des membranes :

L'osmose inverse est devenue très usuel le pour le dessalement de l'eau en concurrence elle est favoriser a la distillation et l'électrodialyse.

Essentiellement, les membranes d'osmose inversé retiennent tout matériel dissous ou en suspension dans l'eau. Ainsi dans l'osmose a revers la membrane est sujettee a la souillure. La couche souillante peut être de toute sorte, inorganique (tel que CaCo3 ou CaCo4) colloïde organique, bactéries, particules, limons ... etc. Dans l'osmose inversé, des diverses méthodes ont été développées pour enlever ces couches souillantes sans gratter la membrane. On peut classifier les méthodes comme des méthodes chimiques ou physiques.

Un résume des méthodes chimiques les plus importantes et donne au tableau (5.4). Dans ce tableau la référence "Biz" est un enzyme détergent commun qui est effectif généralement avec la matière organique colloïdale ou les bactéries.

Table (9.4) Les réactifs chimiques de nettoyage

Les produits chimiques suivants ont été testes pour être compatible avec le membrane, dans cheque ection sont indique les agent réactif connue pour leur efficacité.

Hydrated Metal Oxides (Iron , Manganese, Nickel , Copper , etc.)

1) 2.0 wt% Citric Acid + VH_4OH^* (4.0)
2) 2.0 wt% Citric Acid + 2wt% Na_2 "EDTA" + NH_4OH (pH4)
3) 4.0wt%Na Hydrosulfite*

Calcium Carbonate

1) Hydrochloric Acid (pH 4.0)
2) Citric Acid (pH 4.0)
3) Nutek NT-600 (5 wt%)
4) Nutek NT-500 (5wt%)

Calcium Sulfate &Calcium Phosphate

1) 2.0 wt.% Citric Acid + NH_4OH^* (pH8)
2) 1.5wt.% Na_2"EDTTA"+ NaOH(pH7-8)
3) 1.5wt.% Na_4"EDTA" + HCl(pH7-8)
4) 4.0wt.% Na Hydrosulfite
5) Nutek NT-500(5wt.%)

Organics

1) 0.25Wt.% "Biz"**(pH10)
2) Caustic (pH 11.0 maximum)
3) Drewsperse 732(1.0wt.%)

Inorganic Colloids (Silicates)

1) Citric Acid (pH4)
2) HCl(pH2.5)
3) NaOH (pH11)
4) 0.5wt.% "Biz" (pH10)
5) 0.5wt.% "Biz" + NaOH (pH11)
6) Drewsperse 738 (1.0wt.%)
7) Drewsperse 741(1.0wt.%)
8) 1wt.% Sodium Hexametaphosphate

Bacterial Matter

1) 1.0wt.% Formaldehyde*
2) 0.25wt.% "Biz"
3) 1.0wt.% Formaldehyde + 0.25wt.% "Biz"

- N.B. %wt. = % poids

Les méthodes physiques les plus importantes pour le nettoyage de la membrane peuvent être résumes ainsi :
- Nettoyage osmotique a grand eau à l'invers .

Un sel ou un polyelectrolyte est introduit du cote de l'alimentation du système sans pression, la pression osmotique de la solution provoque un refoulement de l'eau, la pression osmotique de la solution provoque un refoulement de l'eau a travers la membrane, et enlevé ainsi la couche souillante
- Ceci est ensuite nettoyée a grande eau.
- Le refoulement hydraulique a grand eau.

Le même résultat peut être effectue en appliquant une petite pression du cote production - eau de la membrane avec la pression atmosphérique du cote de l'alimentation. Il faut faire attention pour maintenir cette pression dans les limites car la plupart des membranes d'osmose ne sont pas attachées au cote alimentation - eau.
- Courant turbulent d'alimentation.

Une action abrasive peut être accomplie en passant de l'eau fraîche a travers les canaux d'alimentation a de très hautes vitesse.

REFERENCES

1- **Buros, O. K.** The desalting ABC'S prepared for the international desalination association (IDA). 1990.

2- **Evans, U.** An introduction to metallic corrosion edward arnold publisher, London. 1975.

3- **Fontana, M.** Corrosion Engineering Mcgraw-Hill Publisher, N. Y. 1978.

4- **Lyman J and Abel, R.** J. Chem. Educ. 35, 113-5 (1958).

5- **Hache, A.** Rev. Met. 53, No. 1 (1956).

6- **Palmaer, W. J.** lutte Corrosion, 18-24 (1938).

7- **Uhlig, H. H.** Corrosion Handbook P. 416 T. Electrochemical Soc., 1948).

8- **Forgeson, B., Southwell, C., Alexander, A.** Corrosion 16, No. 3 (1960).

9- **Badger, W. and Others.** Critical Review of Literature on formation and prevention of scale. Research and development progr. Rept. No. 25 Office of Saline water, July 1959.

10- **Badger, W. L.** Chemical Engineering Handbook 3rd ed. P. 518 Mcgraw-Hill. New York 1950.

11- **McCulehan, J. and Glater, J.** Scale formation in saline water evaporators, Dep. of Engg. Report No. 64-5. University of California. Los Angeles.

12- **Spaulding, C., and Lindsten, D.** Engineer Research and Development Lab, U. S. army Fort Belvoir. Va. Rep. 1287. 1953.

13- **Langelier, W. and Others.** Institute of Engineering Research, Univ. of California Final Report. 1950. &1952

14- **Hildebrandt, F.M and Warren, KH** Ind. Eng.Chem. 14, 754-60 (1949)

15- **Kinert,D.E,** Trans . Am. Soc . Mech . Engrs. 71, 87577 (1949) .

CHAPITRE X

CONSIDERATIOS ECONOMIQUES

1- Introduction:

L'analyse économique des projets de dessalement, peut suivre le schéma classique d'analyse coûts -avantage mais il y a une dimension sociale importante qui est difficile a monétiser. Dans le calcul du choix des investissements on est mène a faire plus tôt des évaluations de procèdes technologiques de dessalement. En réalité il les recherches se multiplient dans ce domaine qu'un procède valable aujourd'hui, pourra n'être pas valable demain. C'est un domaine en pleine expansion. Pour la technologie de membrane le prix baisse continuellement grâce aux efforts de recherche et de développement.

En réalité l'approche économique ne doit pas être loin de l'approche technique. Une évaluation technique de projet et de procède est importante et presque déterminante. Il faut noter que dans plusieurs cas la solution de dessalement de l'eau de mer s'impose comme la seule solution pour le ravitaillement en eau douce. Dans ce cas l'analyse économique est de type comparative entre les différents projets présents. Mise a part l'aspect technique, l'analyse économique peut se réduire a une simple analyse classique de l'évaluation de projets.

Dans ce chapitre il y aura une rappel de principe d'analyse coût avantage, des évaluation de projet et quelque études de cas.

2- Evaluation des coûts et des avantages

Que ce soit une mesure de politique ou d'un investissement, chaque procédure rationnelle de prise de décision est un examen approfondi des avantages et des inconvénients d'une action. Ceci est valable pour les choix des projets de dessalement, tous les paramètres considères oeuvrent peut être différemment par leurs portée et leurs spécifies, mais en général une analyse d'évaluation exhaustive doit inclure des variables telles que l'acceptabilité politique, la légalité ,la répartition des revenus, la macro-économie, les effets sociaux -économiques, en plus des aspects purement techniques des préjudices ou des avantages pour l environnement.

Dans l ensemble, les règles décisionnelles dans le domaine du dessalement ont les caractéristiques fondamentales suivantes :

(i) elles définissent les gains et les pertes en fonction de certains objectifs définis tels que, le développement économique d'une région ou l'aménagement d'une région.

(ii) elles évaluent les pertes
L'analyse coûts - avantages dans ce domaine, d'hier comme dans d'autres domaines, demande, si une option a été adoptée (par exemple la construction d' une unité de dessalement ou la sélection d' une technologie spécifique) de connaître les avantages tires et les sacrifices a faire pour l'obtenir.

les principes fondamentaux de l'analyse coût -avantages peuvent être résumée de la façon suivante :

(i) Pour un individu, la valeur d un effet déterminé d un projet est la somme qu'il est dispose a payer pour obtenir cet effet dans le cas d un avantage, ou la somme qu'il est dispose a payer pour éviter cet effet dans le ces d un coût (c'est concept du coût d'opportunité).

(ii) Chaque fois que les effets d un projet se traduisent par des biens et services achetés et vendus par des consommateurs a certains prix, ces services représentent les valeurs qui devraient être utilisées dans le processus d'agrégation des divers effets.

L'analyse coût -avantages va au-delà de l'analyse de projet. Ç'est un outil utile dans l'analyse des politiques. Par exemple,on peut l'appliquer dans des cas ou un niveau de développement économique pour une région ou sur le plan national doit être détermine comme objectif a atteindre. Le problème consiste a déterminer le taux de développement optimal en maximisant les avantages sociaux nets. La valeur sociale (ou flux d avantages sociaux générés par le projet) et les coût du projet doivent être identifies et estimes dans le temps. Les données étant déterminées, il faut estimer le taux de rendement social pour calculer la valeur actuelle des avantages nets pour chacune des possibilités considérées, et il faut prendre la décision qui maximisera la valeur actuelle des avantages sociaux nets.

Dans le présent chapitre on se limite a l'analyse financière et a l'évaluation de projets. Certes l'analyses coût avantage est importante et va au delà de l'analyse de projet mais il faut se référer aux ouvrages plus spécialise, il y a quelques un mentionnés en références (1,2,).

3- Analyse sans mécanisme d' actualisation:

Nous raisonnerons tout d abord en "avenir certain", même s il s agit dans une large mesure d une certitude toute relative et inévitablement subjective.

La mesure fondamentale la plus simple et la plus courante pour la sélection des projets est certainement le "délai de récupération des fonds investis". Le délai de récupération est le simple calcul du temps nécessaire pour que les investissements soient récupères. On classe les projets d'investissement en fonction du nombre d'années T croissant, nécessaires pour récupérer sous forme de recettes le montant des dépenses effectuées. On choisira le projet dont le délai est le plus faible. c'est le critère le plus simple et le plus souvent employé par les particuliers et les industries, pour la sélection des projets.

Prenons le cas d' un investissement I réalise en une fois, l'année de base ou amorti sur plusieurs années I(t).

Le prix de vente annuelle de la production est égale P (t).

Les dépenses annuelles pour faire fonctionner l'unité de production, comme les salaire des travailleurs, maintenance des équipement, fuel etc., est égal a s(t) le bénéfice net est la différence P(t) - S (t)

On cherche d'abord a calculer le délai de récupération des fonds investis, ceci nous mène a trouver la solution T, de l'équation intégrale suivante:

$$\int_0^T [P(t) - S(t)]dt - \int_0^T I(t)dt = 0 \qquad \text{...........(1)}$$

ou T est le temps nécessaire pour récupérer le fonds investi sous forme de recettes. Il faut toujours rappeler que, le raisonnement est fait en monnaie constante, en avenir certain, sans mécanisme d' actualisation.

l'équation intégrale peut être mise sous la forme suivante : pourvue que l'investissement I est paye en une seule fois, donc I (t) devient une fonction indépendante de t et l'intégrale $\int_0^T I(t)dt = I$ En obtient la forme simple

$$(P - S) \times T = I \quad \text{d'ou } T = \frac{I}{(P - S)} \qquad \text{..(2)}$$

(P-S) est le bénéfice net après avoir déduit les dépenses nécessaires pour faire fonctionner l' unité de production

Un critère plus simple et qui lui aussi est couramment utilise dans le domaine d' économie de l'énergie est celui du ***pourcentage du temps de recours*** (PR, Percentage return in investment), Il est calcule en divisant le bénéfice net annuel P-S par l' investissement total I:

$$[PTI] = \frac{P-S}{I} \times 100 \qquad (3)$$

On cherche alors a maximiser P/I

Exemple (1): **(calcul du temps de retours)**

Tableau (10.1) Comparaison du flux monétaire de deux projets

Année	Projet (A) flux de cash en $	Projet (A) le flux cumulatife	Projet (B) flux de monnaie en $	Projet (B) le flux cumulatife
0	(100.00)	(100,00)	(100.000)	(100,000)
1	0	(100,00)	50,000	(50,000)
2	10.000	(90,000)	30,000	(20,000)
3	20.000	(70,000)	20,000	0
4	30.000	(40,000)	10,000	10,000
5	40,000	0	0	10,000
6	50,000	50,000	0	10,000
7	60,000	110,000	0	10,000
Total		110.000		10.000
Temps de recours		5 ans		3 ans

Le Tableau (1) donne un exemple de deux projets. Les investissements sont les même I = $ 100.000, pou le projet (A) le temps de récupération T = 5 ans. Pour le projet (B) le temps de recours T = 3 ans. Naturellement le choix va vers le projet (B). Mais il faut faire attention, car parfois le revenu de projet demandera après la récupération d'investir des fonds. Dans ce cas, on peut observer en faisant l'analyse sur 7 ans, que le projet (A) est plus rentable.

Evidement le pourcentage du temps de retours est plus important dans le cas de projet (B).Malgré l'analyse sur la durée de vie de l' unité cela montre bien que le projet (A) est plus rentable. c'est pour cela que le critère simple du temps de recours seul ne suffire pas pour juger un projet.

On peut résumer les inconvénients des critères du temps de retours simple, comme suit:

- Il ignore souvent la taxation.
- Il ne reflet pas le changement de prix de l'energie.
- Il considère un état statique de la production.
- il néglige le mécanisme d'actualisation, (c'est ce qu'on va présenter dans le paragraphe qui vienne)

Malgré les inconvénient il y a les avantage suivant:

- Un minimum temps de retours pourra être le critère essentiel du jugement d'un investissement, quand les ressources financière sont valables pour une très courte période.
- Quand la durée de vie des équipement et du projet est incertain, un minimum de temps de recours est préférable.

4- Analyse avec mécanisme d' actualisation:

Les critères d' analyse sans mécanisme d'actualisation, ont le mérite de la simplicité, mais ils présente toutefois un inconvénient majeur du point de vue du calcul économique rationnel: ils ne tiennent pas compte de l'actualisation. Or pour un économiste l'argent disponible en t + 1 n'a pas la même valeur que l'argent disponible en temps t, mais il a une valeur plus faible.
Cela n'est pas du, contraire a ce que croient beaucoup de gens ,au phénomène de la dépréciation de la monnaie (perte du pouvoir d achat liée a l'inflation). On rappelle toujours l'hypothèse de base, pour dire que le monnaie est constante et l'avenir est certain. (a la limite il vaut mieux être riche aujourd'hui que demain puisque l'on pourra placer son argent et disposer demain d une somme encore plus importante) (2). Les temps a dans un prix et celui-ci, dans un marche parfait ,,est égal au taux d intérêt (taux d intérêt réel puisque l on raisonne en monnaie constante). Le taux d intérêt réel, prix de la renonciation au présent ,traduit le rythme auquel, en monnaie constante, le futur doit être déprécie.

La technique de l'actualisation consiste a rendre équivalentes des sommes d'argent disponibles à des moments différents du temps. Si l'on appelle ce taux d'actualisation (égal théoriquement au taux d intérêt réel observe sur le marche financier), Selon les hypothèses déjà mentionnées, (avenir certain , monnaie constante, hors inflation), la valeur dans n années, d'une somme Q disponible aujourd'hui est égale :

$$Q = Q_0 (1 + a)^n \quad (4)$$

Ou, ce qui revient au même ,la valeur actuelle (année de base O) d'une somme Q disponible dans n années seulement est donnée par:

$$Q_o = Q_n / (1+a)^n \qquad (5)$$

.Cette actualisation discrète est en fait une approximation commode de l actualisation continue, exponentielle, $e^{-\alpha n}$. On a en effet:

$$Q_o = Q_n e^{-\alpha n} \quad \text{or} \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots(6)$$
$$\ln Q_o = \ln Q_n - \alpha n$$

Comme par ailleurs
$Q_o = Q_n / (1+a)^n$ donne $\ln Q_o = \ln Q_n - n \ln(1+a)$

on en déduit $\alpha = \ln(1+a)$

Le taux d actualisation a étant connu (fixe par le marche ou par l Etat)

4-1- Le temps de retour sur l investissement :

c'est la solution T de l équation:

$$\int_0^T [P(t) - S(t)] e^{-at} dt = \int_0^T I(t) e^{-at} dt \qquad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots(7)$$

Si l'investissement nécessaire a été donne en une seule fais, donc, l'intégrale

$$\int_0^T I(t) e^{-at} dt \qquad (8)$$

se réduit a **I**

Ce critère permet de calculer le temps nécessaire (nombre d années) pour récupérer, sous forme de recettes actualisées , le montant des dépenses actualisées

Le profit annuel actualise = $(P-S)/(1+a)^n$ (9)

d'au :

- P-S est le profit annuel net.
- a taux d' intérêt.
- n est le temps en année des le commencement du projet.

pour chercher une solution de l'équation il faut introduire la fonction P (t). pour facilites le calcul le tableau ci-joint(2) donne directement la valeur du facteur d' actualisation.

4-2- Les autres critères de sélections

1) Le coût global actualise : parmi les différents projets disponibles l'on cherche a sélectionner celui pour lequel le coût global actualise est minimise c'est -a - dire le projet pour lequel les dépenses d investissement et les dépenses de fonctionnement sont minimales:

2) Le bénéfice total actualise (ou valeur actualisée nette): on évalue ,pour chacun des projets en compétition , l'nsemble des recettes actualisées et des coûts actualises qui lui sont associes et l'on choisit le projet pour lequel la différence entre les deux est maximisée : On cherche a maximiser l' expression:

$$\int_0^T [P(t) - S(t)]e^{-at}dt - \int_0^T I e^{-at}dt \qquad (10)$$

C'est indiscutablement le critère le plus communément utilise pour ce qui est du choix des investissements. C'est aussi le plus satisfaisant intellectuellement pour autant que l'on soit en mesure de repérer et d évaluer tous les coûts et tous les avantages lies a chacun des projets.

4-3- Taux de rendement interne:

Il existe une valeur particulière du taux d'actualisation (appelons r cette valeur) pour laquelle le bénéfice total actualise est nul : l'opération est " blanche" c'est -a dire que les recettes totales actualisées compensent exactement les coûts totaux actualises. Ce taux r tel que:

$$\sum_{t=1}^{n} \frac{Rt - Dt}{(1+r)^t} = 0 \qquad (11)$$

r est appelle "taux de rendement interne" du projet (ou taux propre de rentabilité ou taux de retour de l investissement).

Le taux de rendement interne (ou taux de retour) est la solution a de l équation:

$$\int_0^n [P(t) - S(t)] \times e^{-rt} dt = \int_0^n I(t) e^{-rt} dt \qquad (12)$$

On classe les divers projets par ordre décroissant de taux de rendement interne et on sélectionne celui dont le taux est le plus élève. Il existe bien sur une relation de sens inverse entre : les projets qui ont le taux de rendement le plus élève sont aussi ceux qu`ont le temps de retour le plus faible.

Le test de sélection des investissements opportuns peut s`effectuer aussi bien en vérifiant que le taux de rendement interne de l`opération, ***r*** est supérieur a ce taux d actualisation exogène a. Et l' investissement pour lequel est maximum est aussi celui pour lequel ***r*** est le plus élève. Notons que ce taux de rendement interne est en fait un taux anticipe, puisque il correspond a une estimation des recettes et des dépenses associées a chaque projet. C'est la raison pour laquelle on utilise parfois la terminologie introduite par keynes : taux d`efficacité attendu du capital".(Percebois ref.(1)).

Un intérêt qui aurait pu être réalisé en empruntant des capitaux au taux d'intérêt réel ***a*** sur le marche financier (taux d`actualisation ou taux de rendement externe de fonds) devrait être fait tant que le taux de rendement interne de ses divers projets demeure supérieur a ce taux à, et s arrêter au moment précis ou le taux d`intérêt égale le taux du rendement. (on retrouve l`égalité keynésienne entre le taux de rentabilité marginale du capital et le taux d`intérêt; on en déduit que à un niveau micro - économique une baisse du taux d'intérêt aura pour conséquence d`accroître le volume des investissements relises puisque cela rend "rentables" des projets qui jusque alors ne l`étaient pas; c`est la un résultat traditionnel de la politique monétaire (percebois) (1).

Tous ces critères unissant l`actualisation ont une même ambition : rationaliser le comportement du décideur. Le choix de l'un ou de l'autre de ces critères dépendra de la façon dont le problème est pose a l investisseur (doit il raisonner par référence a un coût, un profit monétaire ,un taux de profit ou un délai?) mais toutes conduis a classer les projets dans le même ordre.

Exemple (1) :

Pour un taux d` intérêt a = 10%, calculer le valeur actualise a d'une somme de (100,000.FF. si cette somme doit arriver en deux ans quelle est la valeur actualisée de la même somme si il devrait arriver en 6 ans.

Solution

La solution la plus simple consiste a chercher dans le tableau (2) le facteur d`actualisation = 0,8 26

Donc le valeur présente de la monnaie = 0826 x 100,000 =82,600

En six ans = 0.564 x 100,000 = 56,400

Exemple (2) :

En prenant les même chiffres d'exemple (1) le profit net annuel est actualise en utilisant le tableau (10-2), les résultats peuvent être présentes par la figure (10.3). On peut remarquer que le temps du retours est augmente par un, avec un mécanisme d'actualisation.

Tableau 10.2

année	*recette annuelle*	*recette annuelle actualisée*	*Cumule des recettes annuelles actualisées*
0	(100.000)	(100.000)	0
1	0	0	0
2	10.000	8264	8264
3	20.000	15026	23290
4	30.000	20496	43786
5	40.000	24837	68623
6	50.000	28224	96847
7	60.000	30789	12763

Tableau 10.3 Facteur d' actualisation

YEAR	1%	3%	5%	6%	8%	10%	12%	14%	15%	16%	18%	20%	22%	24%	26%	28%	30%	35%	40%	45%	50%	YEAR
1	0.990	0.971	0.952	0.943	0.926	0.909	0.893	0.877	0.870	0.862	0.847	0.833	0.820	0.806	0.794	0.781	0.769	0.741	0.714	0.690	0.667	1
2	0.980	0.943	0.907	0.890	0.857	0.826	0.797	0.769	0.756	0.743	0.718	0.694	0.672	0.650	0.630	0.610	0.592	0.549	0.510	0.476	0.444	2
3	0.971	0.915	0.864	0.840	0.794	0.751	0.712	0.675	0.658	0.641	0.609	0.579	0.551	0.524	0.500	0.477	0.455	0.406	0.364	0.328	0.296	3
4	0.961	0.888	0.823	0.792	0.735	0.683	0.636	0.592	0.572	0.552	0.516	0.482	0.451	0.423	0.397	0.373	0.350	0.301	0.260	0.226	0.198	4
5	0.951	0.863	0.784	0.747	0.681	0.621	0.567	0.519	0.497	0.476	0.437	0.402	0.370	0.341	0.315	0.291	0.269	0.223	0.186	0.156	0.132	5
6	0.942	0.837	0.746	0.705	0.630	0.564	0.507	0.456	0.432	0.410	0.370	0.335	0.303	0.275	0.250	0.227	0.207	0.165	0.133	0.108	0.088	6
7	0.933	0.813	0.711	0.665	0.583	0.513	0.452	0.400	0.376	0.354	0.314	0.279	0.249	0.222	0.198	0.178	0.159	0.122	0.095	0.074	0.059	7
8	0.923	0.789	0.677	0.627	0.540	0.467	0.404	0.351	0.327	0.305	0.266	0.233	0.204	0.179	0.157	0.139	0.123	0.091	0.068	0.051	0.039	8
9	0.914	0.766	0.645	0.592	0.500	0.424	0.361	0.308	0.284	0.263	0.225	0.194	0.167	0.144	0.125	0.108	0.094	0.067	0.048	0.035	0.026	9
10	0.905	0.744	0.614	0.558	0.463	0.386	0.322	0.270	0.247	0.227	0.191	0.162	0.137	0.116	0.099	0.085	0.073	0.050	0.035	0.024	0.017	10
11	0.896	0.722	0.585	0.527	0.429	0.350	0.287	0.237	0.215	0.195	0.162	0.135	0.112	0.094	0.079	0.066	0.056	0.037	0.025	0.017	0.012	11
12	0.887	0.701	0.557	0.497	0.397	0.319	0.257	0.208	0.187	0.168	0.137	0.112	0.092	0.076	0.062	0.052	0.043	0.027	0.018	0.012	0.008	12
13	0.879	0.681	0.530	0.469	0.368	0.290	0.229	0.182	0.163	0.145	0.116	0.093	0.075	0.061	0.050	0.040	0.033	0.020	0.013	0.008	0.005	13
14	0.870	0.661	0.505	0.442	0.340	0.263	0.205	0.160	0.141	0.125	0.099	0.078	0.062	0.049	0.039	0.032	0.025	0.015	0.009	0.006	0.003	14
15	0.861	0.642	0.481	0.417	0.315	0.239	0.183	0.140	0.123	0.108	0.084	0.065	0.051	0.040	0.031	0.025	0.020	0.011	0.006	0.004	0.002	15
16	0.853	0.623	0.458	0.394	0.292	0.218	0.163	0.123	0.107	0.093	0.071	0.054	0.042	0.032	0.025	0.019	0.015	0.008	0.005	0.003	0.002	16
17	0.844	0.605	0.436	0.371	0.270	0.198	0.146	0.108	0.093	0.080	0.060	0.045	0.034	0.026	0.020	0.015	0.012	0.006	0.003	0.002	0.001	17
18	0.836	0.587	0.416	0.350	0.250	0.180	0.130	0.095	0.081	0.069	0.051	0.038	0.028	0.021	0.016	0.012	0.009	0.005	0.002	0.001	0.001	18
19	0.828	0.570	0.396	0.331	0.232	0.164	0.116	0.083	0.070	0.060	0.043	0.031	0.023	0.017	0.012	0.009	0.007	0.003	0.002	0.001	0.000	19
20	0.820	0.554	0.377	0.312	0.215	0.149	0.104	0.073	0.061	0.051	0.037	0.026	0.019	0.014	0.010	0.007	0.005	0.002	0.001	0.001	0.000	20
21	0.811	0.538	0.359	0.294	0.199	0.135	0.093	0.064	0.053	0.044	0.031	0.022	0.015	0.011	0.008	0.006	0.004	0.002	0.001	0.000	0.000	21
22	0.803	0.522	0.342	0.278	0.184	0.123	0.083	0.056	0.046	0.038	0.026	0.018	0.013	0.009	0.006	0.004	0.003	0.001	0.001	0.000	0.000	22
23	0.795	0.507	0.326	0.262	0.170	0.112	0.074	0.049	0.040	0.033	0.022	0.015	0.010	0.007	0.005	0.003	0.002	0.001	0.000	0.000	0.000	23
24	0.788	0.492	0.310	0.247	0.158	0.102	0.066	0.043	0.035	0.028	0.019	0.013	0.008	0.006	0.004	0.003	0.002	0.001	0.000	0.000	0.000	24
25	0.780	0.478	0.295	0.233	0.146	0.092	0.059	0.038	0.030	0.024	0.016	0.010	0.007	0.005	0.003	0.002	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000	25
30	0.742	0.412	0.231	0.174	0.099	0.057	0.033	0.020	0.015	0.012	0.007	0.004	0.003	0.002	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	30
35	0.706	0.355	0.181	0.130	0.068	0.036	0.019	0.010	0.008	0.006	0.003	0.002	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	35
40	0.672	0.307	0.142	0.097	0.046	0.022	0.011	0.005	0.004	0.003	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	40
45	0.639	0.264	0.111	0.073	0.031	0.014	0.006	0.003	0.002	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	45
50	0.608	0.228	0.087	0.054	0.021	0.009	0.003	0.001	0.001	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	50

Exhibit 9.3 Discount Factors for Future Payments

5-Etude des cas:

Pour une unité de dessalement de l'eau de mer, les données utilises , sont relatifs a un procède de Flashs en multi -étage [Multi stage Flashe MSF], Ces unités utilisent la chaleur économisée d'une turbine a gaz, le coût de fuel est donc nul, car de on utilise l'échappement de turbine a gaz , pour alimenter une chaudière. Les données sont les suivantes:

- La capacité de production est 2300 mètre cube par jour
- Temps de construction 2 ans.
-Les investissements pour les achats des équipement 3891.000 $ US-
- Aménagement du site, travaux du génie civil, 1000 .000$
- Les dépenses annuelles pour le produite chimiques, le maintenance, l'électricité calcules a'un coût de 0,2 $ /Kw h = 651.000
- Le coût de fuel est nul car c'est une opération en co-generation.
-Le prix de vente de l'eau est 2,5 $/métré cube. (prix pratique en Sinaï, Egypte).

Le payement du fond nécessaire est effectue en une seule fois avant le fonctionnement du projet.

Solution

1- Le temps de recours, sans actualisation:

Les investissement globaux = $3891 \times 10^3 + 1000 \times 10^3 = 4891 \times 10^3$

- La durée de vie est 10 ans

- La recette annuelle = 2300 X 328 (jours de fonctionnement /an) X 2,5 $= 1886 \times 10^3$ $

- Les dépenses annuelles = 651×10^3

- L e bénéfice annuel = $(1886-651)\ 10^3 = 1{,}235 \times 10^3$ $

d' après le tableau (10- 4) le temps de retours après le début des investissement est égal a 5 ans.

Le bénéfice global = $7{,}459 \times 10^6$

Le pourcentage du temps de recours = (1,235/ 4,891) X 100 = 25,3 %

Tableau 10.4

Le calcul du temps de retours sans mécanisme d' actualisation

Année	*bénéfice net annuel X10⁶$*	*(Dépenses - bénéfice)X10⁶$*
0	*0*	(4,891)
1	*0*	(4,891)
2	*1,235*	(3,656)
3	*1,235*	(2,421)
4	*1,235*	(1,186)
5	*1,235*	0.049
6	*1,235*	1,284
7	*1,235*	2,519
8	*1,235*	3,754
9	*1,235*	4,989
10	*1,235*	6,224
11	*1,235*	7,459
Total		7,459

2- Calcul avec mécanisme d' actualisation:

Le taux d' actualisation est égal au taux d' intérêt bancaire 10% . En utilisant le tableau 10.2 pour calculer le facteur d' actualisation, on obtient le tableau suivant

Tableau 10-5

Année	**bénéfice net**	**Bénéfice net actualise**	**(Investissement - Bénéfice)actualise X 10^6 $**
0	*0*	0	(4.89)
1	*0*	0	(4,89)
2	*1,235*	1,02	(3,87)
3	*1,235*	0,927	(2,94)
4	*1,235*	0,844	(2,10)
5	*1,235*	0,700	(1,40)
6	*1,235*	0,697	(0,703)
7	*1,235*	0,633	(0,07)
8	*1,235*	0,576	0,506
9	*1,235*	0,523	1,029
10	*1,235*	0,476	1,505
11	*1,235*	0,432	1,937
Total			*1,937*

Le temps de recours actualise est égal a 7 ans
Le bénéfice global actualise = 1,937 X10^6 $

On peut remarquer que avec le mécanisme d'actualisation le temps du retours est augmente par deux ans, et le bénéfice total actualise sont 1,937 au lieu de 7,459 X 10^6 $. En réalité le chiffre avec mécanisme d'actualisation tient compte de la réalité. C'est la valeur actuelle de l'argent que va entre dans 7 ans.

3-Le taux du rendement interne du projet:

Un autre critère important aussi au jugement et qui le rendement interne. Comme il a été déjà montre, un taux du rendement interne doit être plus grand que le taux d 'intérêt bancaire:

Tableau 10.6

année	***n=15%*** ***X 10^6 $***		***n=20%*** ***X 10^6 $***		***n=18%*** ***X 10^6 $***	
0	***Bénéfice total actualise***	***Investisse men-benefice***	***Bénéfice total actualise***	***Investisse men-benefice***	***Bénéfice total actualise***	***Investisse men-benefice***
0	*0*	*4,891*	*0*	*4,891*	*0*	*4,891*
1	*0*	*4,891*	*0*	*4,891*	*0*	*4,891*
2	*0,933*	*3,9573*	*0,857*	*4,034*	*0,8867*	*4,004*
3	*0,8126*	*3,144*	*0,715*	*3,319*	*0,752*	*3,252*
4	*0,7064*	*2,437*	*0,595*	*2,724*	*0,637*	*2,615*
5	*0,614*	*1,823*	*0,496*	*2,228*	*0,5397*	*2,0756*
6	*0,5335*	*1,289*	*0,413*	*1,815*	*0,457*	*1,6186*
7	*0,464*	*0,825*	*0,344*	*1,471*	*0,388*	*1,231*
8	*0,4038*	*0,421*	*0,287*	*1,184*	*0,329*	*0,902*
9	*0,356*	*0,070*	*0,239*	*0,943*	*0,278*	*0,624*
10	*0,305*	*(,235)*	*0,200*	*0,745*	*0,236*	*0,388*
11	*0,2655*	*(0,500)*	*0,166*	*0,579*	*0,200*	*0,187*
Totale		*+0,500*		*-0,579*		*-0,1869*

Un raffinement par l'ordinateur peut donner la valeur exacte du taux du rendement interne 17,2%.

Selon les critères déjà expliques, Il faut rappeler que le rendement interne seul ne suffit pas pour juger un investissement. En effet le temps du retours de l'investissement plus le rendement interne peut donner une idée sur la faisabilité du projet.

6 Conclusion:

Le trois paramètres utilises pour étudier cet exemple montre bien qu'un seul critère du jugement n'est pas suffisant. Le temps du recours sans mécanisme d'actualisation est le plus simple égal 5 ans. Si le mécanisme d'actualisation est considéré.

Dans le premier cas (1) l'investissement est réalise "une fois pour toutes " l'année de base O et il donne lieu a l'apparition de recettes nettes au cours de la période{1,n}. Dans le deuxième cas {2} les dépenses d'investissement (amortissement) et les recettes nettes sont échelonnées tout au long de la période(1,n).

Le décideur doit d abord s'assurer que le profit total actualise est positif; dans l'hypothèse ou serait négatif, le décideur aurait intérêt a prêter les fonds destines a être investis. Il le fera sur le marche financier au taux a considérer, le temps de recours est augmente a 7 ans. ces raisonnements sont toujours en monnaie constante et avenir certain, Ces valeurs économiquement acceptables et un taux de rendement interne de 17 % est aussi acceptable. Donc du point de vue économique, le projet est acceptable. Il y a aussi un facteur qui n'a pas été pris en considération c'est que le prix de l'eau a augmente de 30% au cours de deux dernières années, dans la région considérée. Cette augmentation rend encore les investissement plus rentable dans ce domaine. Un outil très intéressant aussi dans ce domaine est le logiciel de IDA (International Desalination Association).

Cette analyse est faite sans tenir compte des autres aspects comme l'aspect social et économique. La construction d'une unité de production de l'eau, entraîne toute un ensemble d'activités économiques et ses effets devront apparaître dans une analyse micro- économique.

En effet le problème réel pour l'analyse économique pour la sélection de procède a adopter est la technologie. Car la technologie avance très rapidement, et ce qu'était irréalisable hier, est devenu réalisable aujourd'hui.

REFERENCES

1- Pecebois, Jacques " Economie de l'energie" Economica 1992.

2- Corazon M. Siddayao et Percebois jaques ' Investissements Energetiques et Environnement, Une selection de theme" Economica 1993"

3-Energy Conservation and Efficiency Project, " Project Analysis" Cairo, Egypt 1993.

Imprime a Alexandrie, Egypte Octobre 1995